

**Leistungs- und Effizienzsteigerung in der Einschneckenextrusion  
durch alternative Plastifiziertchnik**

Von der Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Abteilung Maschinenbau und Verfahrenstechnik  
der

Universität Duisburg-Essen  
zur Erlangung des akademischen Grades

eines  
Doktors der Ingenieurwissenschaften

Dr.-Ing.  
genehmigte Dissertation

von  
Marcel Großmann  
aus  
Essen

Gutachter: Univ.-Prof. Dr.-Ing. Johannes Wortberg  
Univ.-Prof. Dr.-Ing. Volker Schöppner  
Tag der mündlichen Prüfung: 12.12.2011



## **Vorwort/Danksagung**

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter im Institut für Produkt Engineering am Lehrstuhl für Konstruktion und Kunststoffmaschinen (*ipe*-KKM) der Universität Duisburg-Essen in den Jahren 2005 bis 2011.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. Johannes Wortberg für die wertvollen Anregungen zu dieser Arbeit und die jederzeit gewährte Unterstützung bei der Durchführung und Abfassung.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Volker Schöppner danke ich für die Übernahme des Korreferats. Mein Dank gilt weiterhin dem Vorsitzenden der Prüfungskommission, Herrn Prof. Dr. rer. pol. Andreas Wömpener sowie dem Mitprüfer Herrn Prof. Dr.-Ing. Andreas Kempf.

Ebenso bedanke ich mich bei der Deutschen Forschungsgemeinschaft (DFG) für die finanzielle Förderung meiner wissenschaftlichen Arbeiten innerhalb der Forschungsvorhaben WO 302/33-1 und WO 302/33-2.

Den wissenschaftlichen und technischen Mitarbeitern des Instituts danke ich für die sehr gute Zusammenarbeit und den praktizierten Teamgeist. Mein Dank gilt weiterhin den studentischen Hilfskräften sowie Studien- und Diplomarbeitern für ihren Einsatz und Beitrag. Ein besonderer Dank gilt Paul Gorczyca für die langjährige und sehr gute Zusammenarbeit sowie Kenny Saul für die ausführliche und kritische Einsichtnahme dieser Arbeit. Nicht zuletzt möchte ich mich bei der ETA Kunststofftechnologie GmbH für die weitreichende Unterstützung meiner Arbeiten bedanken.

Für die gewährte Unterstützung bei der maschinen- und labortechnischen Ausstattung sowie die großzügige Bereitstellung von Versuchsmaterialien bin ich den folgenden Unternehmen sehr verbunden: ETA Kunststofftechnologie GmbH (Troisdorf), WEMA GmbH (Lüdenscheid), Gneuß Kunststofftechnik GmbH (Bad Oeynhausen), Dow Deutschland Anlagengesellschaft mbH (Schwalbach), Basell Deutschland GmbH (Wesseling), INEOS Köln GmbH (Köln), Borealis Polymere GmbH (Burghausen).

Abschließend möchte ich mich besonders bei meiner Freundin Kathrin und meiner Familie bedanken, die mich zu jeder Zeit unterstützt und motiviert haben.

Duisburg, im Oktober 2011

*Marcel Großmann*





## Inhaltsverzeichnis

<b>1. Einleitung.....</b>	<b>1</b>
<b>2. Zielsetzung und Vorgehensweise.....</b>	<b>4</b>
<b>3. Grundlagen der Einschneckenextrusion .....</b>	<b>6</b>
3.1 Der Einschneckenextruder .....	6
3.1.1 Konventioneller Extruder .....	7
3.1.2 Nutbuchsenextruder .....	7
3.2 Antriebstechnik .....	8
<b>4. Ansätze zur Leistungssteigerung von Einschneckenextrudern .....</b>	<b>10</b>
4.1 Steigerung des spez. Durchsatzes und der Verfahrenslänge .....	10
4.2 Erhöhung der Plastifizierleistung .....	11
4.2.1 Der Aufschmelzvorgang im Einschneckenextruder .....	12
4.2.2 Konzepte zur Erhöhung der Plastifizierleistung .....	14
4.3 Steigerung der Schneckendrehzahl (High-Speed Extrusion) .....	16
4.3.1 Förderverhalten .....	17
4.3.2 Dissipationsleistung .....	17
4.3.3 Materialschädigung/Materialabbau .....	19
4.3.4 Installierte Anwendungen und Erfahrungen .....	20
4.4 Alternative Plastifizierkonzepte .....	21
4.4.1 Konzepte mit nicht konventionellem Feststoff-Schmelzestrom .....	22
4.4.2 Konzepte mit Feststoff/Schmelze-Trennung .....	24
4.4.3 Prinzip S-Truder .....	26
4.4.4 Prinzip KoAx-Extruder .....	27
4.5 Zwischenfazit .....	27
<b>5. Alternatives Plastifizierkonzept KoAx-S-Truder .....</b>	<b>29</b>
5.1 Versuchsaufbau .....	29
5.2 Fördercharakteristik und Betriebsverhalten .....	31
5.3 Durchsatz- und Schmelzetemperaturentwicklung .....	32
5.4 Druckaufbauverhalten .....	37
5.5 Stoffliche und thermische Homogenitätsuntersuchung .....	39
5.5.1 Statikmischer .....	40
5.5.2 Dynamisches Wendelschermischteil .....	43
5.6 Strömungssimulation der Schmelzeabfuhr in den Ringspalt .....	44
5.6.1 Simulationsraum .....	45
5.6.2 Randbedingungen .....	46
5.6.3 Iterative Analyse der Schmelzeverteilung anhand der Druckgradienten im Ringspalt .....	47
5.6.4 Verweilzeitverhalten der Schmelze im Ringspalt .....	50

5.6.5	Praktische Untersuchungen zur Schmelzeabfuhr .....	52
5.7	Analytische Betrachtung des Aufschmelzverhaltens bei kontinuierlicher Feststoff/Schmelze-Trennung.....	56
5.7.1	Aufschmelzmodelle unter Berücksichtigung der Schmelzeabfuhr .....	57
5.7.2	Bestimmung der Plastifizierleistung der Feststoff/Schmelze-Trennung .....	62
5.8	Zwischenfazit.....	63
<b>6.</b>	<b>Energieeffizientes Plastifizierkonzept High-Speed S-Truder .....</b>	<b>65</b>
6.1	Energetische Betrachtung des Extrusionsprozesses.....	65
6.1.1	Effizientes Antriebskonzept.....	67
6.1.2	Verringerung energetischer Verluste.....	69
6.1.3	Schlussfolgerung.....	70
6.2	Konzept High-Speed S-Truder .....	70
6.3	Plastifizierungsversuche.....	74
6.3.1	Nutbuchsenausführung .....	75
6.3.2	Glattrohrausführung .....	79
6.4	Energieeffizienzanalyse.....	84
6.5	Stoffliche und thermische Homogenitätsuntersuchungen.....	88
6.6	Verweilzeitanalyse der Schmelze im Ringspalt .....	90
6.7	3D-FEM Analyse des Siebkorbmischers .....	92
<b>7.</b>	<b>Fazit und Ausblick .....</b>	<b>99</b>
<b>8.</b>	<b>Zusammenfassung / Summary .....</b>	<b>102</b>
<b>9.</b>	<b>Literaturverzeichnis .....</b>	<b>107</b>
<b>10.</b>	<b>Curriculum Vitae .....</b>	<b>112</b>

## 1. Einleitung

Die Herstellung und Verarbeitung von Kunststoffen gewinnt seit den fünfziger Jahren nahezu ununterbrochen weltweit an Bedeutung. Mit einem durchschnittlichen Wachstum der Kunststoffproduktion von 9 % haben Kunststoffe 1989 erstmalig die Herstellung von Rohstahl volumenmäßig überholt. Allein in Deutschland wurden Anfang 2009 mehr als 12,5 Mio. Tonnen Kunststoffe verarbeitet, mit Abstand ein Spitzenwert in der gesamten Europäischen Union. 2008 beteiligten sich rund 3.000 Unternehmen mit mehr als 340.000 Beschäftigten in Deutschland an der Erzeugung und Verarbeitung von Kunststoffen mit einem Umsatz von 74 Mrd. Euro [Sc01].

Auf Grund ihrer Flexibilität und Vielseitigkeit werden Kunststoffe als der Werkstoff nach Maß und durch seine steigende Bedeutung in nahezu allen Wirtschaftsbereichen als der Werkstoff des 21. Jahrhunderts bezeichnet. Die Vorteile von Kunststoffen gegenüber alternativen Werkstoffen sind dabei vielseitig. Ein geringes spezifisches Gewicht wirkt sich in Anwendungen des Leichtbaus und der Automobil- sowie der Luftfahrtindustrie positiv auf den Verbrauch fossiler Brennstoffe und die dabei ausgestoßenen Emissionen aus. Faserverstärkte Bauteile können trotz niedrigen spezifischen Gewichts höchsten Beanspruchungen dauerhaft standhalten. Die allgemein gute Beständigkeit gegenüber Umwelteinflüssen erlaubt gleichzeitig die Entwicklung langlebiger Produkte zu einem attraktiven Preis-/Leistungsverhältnis. Vor allem aus dem Alltag sind Kunststoffe in Form von Verpackungsprodukten, Haushaltsgegenständen oder Sport- und Freizeitartikeln nicht mehr wegzudenken.

Das stetige Wachstum von Produktanwendungen aus Kunststoff basiert zudem auf den überwiegend hochautomatisierten Formgebungsprozessen und dem vergleichbar geringen notwendigen Einsatz von Energie zur Auf- und Weiterverarbeitung. Ein großer Anteil an Produkten aus thermoplastischen Kunststoffen wird dabei kontinuierlich zu Folien, Rohren, Schläuchen und Platten verarbeitet. Die optischen, haptischen, mechanischen, elektrischen und funktionellen Eigenschaften können dabei über die Materialauswahl, den mehrschichtigen Aufbau (Coextrusion) oder die Wahl an Zusatz- und Füllstoffen nahezu beliebig an die jeweiligen Anforderungen des Produktes angepasst werden.

Sowohl für die kontinuierliche Herstellung von Rohren, Profilen und Platten als auch in der Folienherstellung bildet der Extruder den Grundbaustein innerhalb der Produktionskette. Seine Aufgabe besteht im Fördern, Aufschmelzen und Homogenisieren der meist granulatformig eingebrachten Rohstoffe. Die thermische, stoffliche und mechanische Homogenität der Schmelze bestimmt am Austritt des Extruders weitgehend die späteren Produkt- und Bauteileigenschaften.

Die wesentliche Bauform von Einschneckenextrudern hat sich dabei in den letzten Jahrzehnten kaum geändert. Überwiegend besteht er aus einer sich drehenden Schneckenengeometrie in einem feststehenden Zylinder. Der Aufschmelzprozess erfolgt dabei überwiegend durch Reibungseffekte (Dissipation) im Schneckenkanal und zu einem geringen Anteil über Einbringung von Wärmeenergie durch meist elektrische Widerstandsheizungen auf der Außenseite des Zylinders. Während verschiedene Konzepte in der Einzugszone (glatt oder genutete Zylinder) das Einzugs- und Förderverhalten bestimmen, hängt das Aufschmelzverhalten maßgeblich vom Design der Schnecke und den Verfahrensparametern ab. Da die Homogenisierung durch die Schnecke allein in vielen Anwendungen unzureichend ist, werden verschiedenste statisch und dynamisch arbeitende Mischelemente eingesetzt.

Die Leistungssteigerung in Form einer Durchsatzserhöhung steht bei der Weiterentwicklung des Einschneckenextruders stets im Fokus der Maschinen- und Anlagenbauer. Viele der nachfolgend betrachteten Maßnahmen stoßen jedoch verfahrenstechnisch mittlerweile an Grenzen. Die Leistungssteigerung durch Erhöhung der Schneckendrehzahl besitzt demgegenüber noch ein sehr großes Potenzial, welches derzeit durch verschiedene verfahrenstechnische Probleme noch nicht ausreichend ausgeschöpft werden kann.

Durch stetig steigende Energiekosten spielt der energetische Wirkungsgrad eines Extruders, welcher das Verhältnis aus nutzbarer Energie  $E_{Nutz}$  zur gesamten eingebrachten Energie  $E$  abbildet, eine immer bedeutendere Rolle.

$$\text{energetischer Wirkungsgrad} = \frac{E_{Nutz}}{E} \quad \text{Gl. 1-1}$$

Die zur Plastifizierung und zum Druckaufbau notwendige Energie  $E_{Nutz}$  wird durch Umwandlung elektrischer Energie  $E$  mittels Heizungen und Antrieb in den Extruder eingebracht. Wärmeverluste entstehen durch Kühlung des Zylinders und der Schnecke sowie durch die Wärmeabfuhr an die Umgebung durch Konvektions- und Strahlungsvorgänge. Zur Beurteilung der Effizienz eines Extruders dient die spezifische Energie, welche bei optimaler Auslegung und Betriebsweise nahe der verschiedenen stoffspezifischen Enthalpien liegen sollte. Bei der Energiebilanz eines Einschneckenextruders spielt das Antriebskonzept mit seinem Wirkungsgradkennfeld eine übergeordnete Rolle. Über die Auswahl eines geeigneten Antriebskonzeptes in Abhängigkeit der geforderten Betriebspunkte, die Verringerung der Wärmeabfuhr nach außen und die Einhaltung minimal notwendiger Schmelzetemperaturen kann der energetische Wirkungsgrad von Einschneckenextrudern verbessert werden.

Die Entwicklung alternativer Plastifizierungstechnik kann dabei helfen, die Leistungssteigerung in Form von kompakten, schnelldrehenden, direkt angetriebenen und hocheffizienten Einschneckenextrudern voranzutreiben.

## 2. Zielsetzung und Vorgehensweise

Das Ziel dieser Arbeit ist die Leistungs- und Effizienzsteigerung von Einschneckenextrudern durch die Entwicklung alternativer Plastifizierteknik. Im Fokus der Arbeiten steht dabei die Weiterentwicklung einer Feststoff/Schmelze-Trennung zur deutlichen Erhöhung der Plastifizierleistung im Vergleich zu derzeit verfügbaren Einschneckenextrudern. Durch Beschleunigung des Aufschmelzprozesses wird gleichzeitig die Verkürzung der derzeit eingesetzten Verfahrenslängen angestrebt. Die kontinuierliche Abfuhr von Schmelze aus dem Schneckenkanal soll durch Einsatz einer Plastifizierhülse dabei gleichzeitig die Beherrschung der maximalen Schmelzetemperaturen erlauben. Die Steigerung der Plastifizierleistung, die Beherrschung der Schmelzetemperaturen und die Gewährleistung der thermischen und stofflichen Homogenitätsanforderungen an die Schmelze sollen eine deutliche Drehzahlerhöhung heutiger Einschneckenextruder ermöglichen.

Die zentralen Herausforderungen und Fragestellungen vor Beginn der vorliegenden Arbeit lauten wie folgt:

- Wie gestaltet sich der Aufschmelzverlauf unter kontinuierlicher Schmelzeabfuhr innerhalb der eingesetzten Feststoff/Schmelze-Trennung?
- Wie groß ist die Leistungsfähigkeit eines Extruders mit Feststoff/Schmelze-Trennung und kurzer Verfahrenslänge bei hohen Schneckenumfangsgeschwindigkeiten hinsichtlich folgender Kriterien?
  - Einzugsverhalten und Feststoffförderung
  - Plastifizierleistung
  - Druckaufbauvermögen
- Wie können höchste Ansprüche an die thermische und stoffliche Schmelzehomogenität vor dem Hintergrund folgender Aspekte erfüllt werden?
  - kurze Verfahrenslänge und kurze mittlere Verweilzeit der Schmelze
  - hohe Schneckenumfangsgeschwindigkeiten
  - möglichst niedrige Schmelzetemperaturen
- Lassen sich die Aspekte der Leistungssteigerung und Energieeffizienz in einem flexiblen High-Speed Extruder vereinen?

Basierend auf Vorarbeiten von Kaczmarek [Ka04] und Rahal [Ra08] wird dazu ein neuartiges Plastifizierkonzept (*KoAx-S-Truder*) entwickelt, mit dem die Plastifizierleistung der Feststoff/Schmelze-Trennung durch eine variabel einstellbare Förderrate erprobt wird. Aufgrund der teils neuartigen und erstmalig eingesetzten Verfahrenstechnik wird das komplexe Gesamtsystem anhand von Teilsystemen systematisch betrachtet.

Um Erkenntnisse über den Aufschmelzverlauf innerhalb der Plastifizierhülse zu gewinnen, wird innerhalb der 1. Systemgrenze die Abfuhr der Schmelze in den Ringspalt untersucht. Durch den Einsatz numerischer Strömungsmechanik (*Computational Fluid Dynamics/CFD*) und die Durchführung praktischer Untersuchungen zur Schmelzeabfuhr und dem Verweilzeitverhalten werden neue Erkenntnisse über den Aufschmelzvorgang bei kontinuierlicher Schmelzeabfuhr gewonnen.

Innerhalb der 2. Systemgrenze wird ein neuartiges statisch arbeitendes Mischkonzept entwickelt, dessen Leistungsvermögen anhand von Ergebnissen dreidimensionaler CFD-Simulationen untersucht wird. Daneben wird die Beurteilung der stofflichen und thermischen Schmelzehomogenität über Analysen von Farbpartikelverteilungen und thermografische Messungen im infraroten Bereich die Simulationsergebnisse ergänzen. Das Ziel ist die Entwicklung eines dissipationsarmen Homogenisierungskonzeptes für die Anwendung bei hohen Schneckendrehzahlen.

Auf Basis dieser erzielten Erkenntnisse ist die Entwicklung eines direkt angetriebenen High-Speed Extruders mit besonders kurzer Bauart beabsichtigt, welcher die Aspekte der Leistungs- und Energieeffizienzsteigerung miteinander vereint. Er soll die derzeitigen Schneckenumfangsgeschwindigkeiten von Einschneckenextrudern unter Einhaltung der erforderlichen Schmelzetemperaturen und –homogenitäten deutlich ( $> 2 \text{ m/s}$ ) überschreiten und somit in Leistungsbereiche größerer Baureihen vordringen.

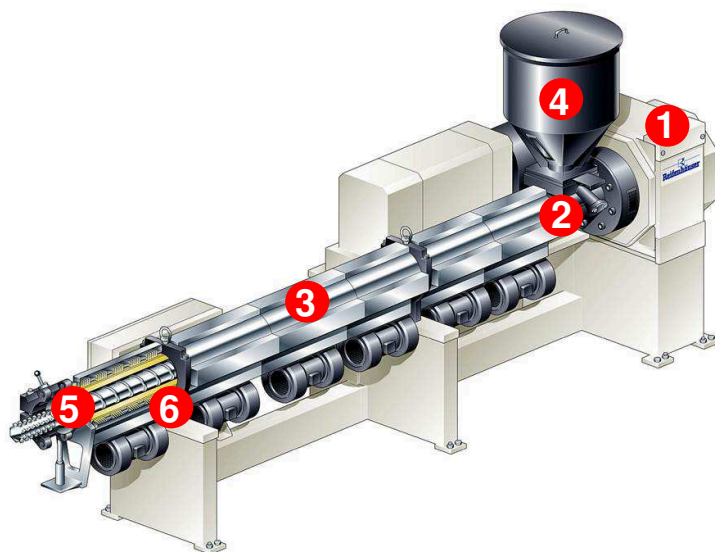
Die Bewertung der konstruktiven und verfahrenstechnischen Maßnahmen erfolgt durch Plastifizierungsversuche, die Analyse der stofflichen und thermischen Schmelzehomogenität und eine Energieeffizienzanalyse am Beispiel des *High-Speed S-Extruders*.

### 3. Grundlagen der Einschneckenextrusion

#### 3.1 Der Einschneckenextruder

Der Einschneckenextruder kann als verfahrenstechnisches Herzstück bei der kontinuierlichen Herstellung von Produkten und Halbzeugen aus Kunststoff betrachtet werden. Abhängig von seiner Baugröße und der Schneckendrehzahl erzeugt er Ausstoßleistungen von wenigen Kilogramm bis hin zu mehreren Tonnen pro Stunde je nach Anwendung, wobei die auf den Gesamtdurchmesser bezogenen Umfangsgeschwindigkeiten in der Regel unterhalb von  $1 \text{ m/s}$  liegen.

Die Aufgabe des Extruders ist sowohl innerhalb der Verfahrensvarianten (Blas-) Flachfolienextrusion, (Rohr-, Profil-) Plattenextrusion sowie dem Blasformen und Tiefziehen nahezu identisch. Neben der Förderung und des notwendigen Druckaufbaus erfolgt das Aufschmelzen und die anschließende Homogenisierung der Schmelze. Die dazu notwendige Energie wird vorwiegend durch mechanische Energie des Antriebs eingebracht. In einigen Anwendungen übernimmt eine Schmelzepumpe die Vergleichmäßigung der Ausstoßrate sowie den Druckaufbau innerhalb der Schmelze zum Durchströmen der jeweiligen Werkzeuggeometrie. Im niedrigen Drehzahlbereich und in Anfahrprozessen unterstützen zusätzlich Heizelemente auf der Außenseite des Zylinders den Aufschmelzprozess. Durch Rotation der Schnecke wird der meist granulatförmige Feststoff im Einfüllbereich in Düsenrichtung gefördert und durch Reibungsvorgänge (Dissipation) aufgeschmolzen, bevor die entstehende Schmelze am Ende der Verfahreseinheit meist zusätzlich mit einem statisch oder dynamisch arbeitenden Mischer homogenisiert wird. Die nachfolgende Abbildung 3-1 zeigt exemplarisch den Aufbau eines Einschneckenextruders.



- 1 Antriebseinheit
- 2 Zylindereinzugszone
- 3 Temperaturregelung
- 4 Einfülltrichter
- 5 Schnecke
- 6 Zylinder

Abbildung 3-1 Einschneckenextruder mit Entgasung [Reifenhäuser Maschinenfabrik, Troisdorf]



### 3.1.1 Konventioneller Extruder

Die geometrische Gestaltung der Einzugszone im Anschluss an den Einfüllbereich unterscheidet grundsätzlich den konventionellen (glatten) vom genuteten Extruder. Beide unterscheiden sich hinsichtlich ihres Förder- und Betriebsverhaltens wesentlich voneinander. Der konventionelle Extruder besitzt im Einzugsbereich eine innen glatte Zylinderfläche. Der Schmelzedruck wird entlang der Schnecke aufgebaut und besitzt sein Maximum meist an der Schneckenspitze. Die sich ausbildende Strömung resultiert aus einer Schleppströmung, die in Richtung der Schneckenspitze wirkt und einer entgegengesetzten Druckströmung. Aus diesem Grund ist der Durchsatz des Glattrohretruders vom jeweiligen Gegendruckniveau abhängig, was sich negativ auf die Stabilität der Förderleistung auswirkt. Da die kontinuierlichen Produktionsverfahren jedoch einen gleichbleibenden Durchsatz unabhängig vom Gegendruck erfordern, werden Glattrohretruder oft in Kombination mit einer Schmelzepumpe betrieben.

### 3.1.2 Nutbuchsentruder

Der Nutbuchsentruder besitzt im Einzugsbereich hingegen eine genutete Zylinderoberfläche, wobei die Nuten axial oder wendelförmig gestaltet werden können. Zwischen den Granulatkörnern und den Nuten sowie zwischen den Granulatkörnern selbst entsteht ein Verzahnungseffekt bzw. Formschluss, wodurch ein Umlaufen des Materials mit der Schnecke verhindert wird. Zur Aufrechterhaltung dieses Förderprinzips ist die Granulattemperatur unterhalb der Glasübergangs- bzw. Schmelztemperatur zu halten. Dazu wird der Zylinder im Einzugsbereich meist gekühlt und thermisch getrennt von den folgenden Zylinderzonen ausgeführt. Solange sich innerhalb der Nutbuche kein Schmelzefilm durch die hohen Reibungskräfte bildet ist der Druckaufbau weitgehend unabhängig vom Gegendruck. Während in älteren Konzepten nahezu der gesamte Druckaufbau des Extruders in der Einzugszone erfolgte, versuchen heutige Konzepte einen Anteil auf die nachfolgenden Schneckenzone zu verlagern. Grund dafür sind der hohe Verschleiß der Einzugszone bei großem Druckaufbau und die hohen thermischen Verluste durch intensive Kühlung. Höhere spezifische Durchsätze und eine gute Durchsatzstabilität sind die wesentlichen Vorteile gegenüber konventionellen Extrudern. Wie im weiteren Verlauf dieser Arbeit diskutiert wird, hängen sowohl die Größe des spezifischen Durchsatzes als auch die Durchsatzstabilität jedoch von weiteren Faktoren wie z. B. der Schüttdichte oder der Granulatformen und -größen ab.

Nutbuchsentruder kommen vorwiegend bei der Verarbeitung von Polyolefinen zum Einsatz. Insbesondere die Blasformverarbeitung benötigt aufgrund variierender Gegendrucke der Wanddickensteuerung eine konstante Förderleistung und war somit

maßgeblich an der Entwicklung dieses Extrudertyps beteiligt. Technische Polymere hingegen bereiten durch ihre relative Granulathärte Probleme hinsichtlich des notwendigen Drehmoments, weshalb sie lange Zeit ausschließlich auf konventionellen Extrudern verarbeitet werden. Durch die Reduzierung des Druckniveaus und die Temperierung der Nutbuchse nahe unterhalb der Aufschmelztemperaturen sind heute jedoch auch technische Polymere auf Nutbuchsenextrudern zu verarbeiten.

Eine ausführliche Beschreibung der verschiedenen Extrudertypen und ihres Betriebsverhaltens erfolgt in [Mi06].

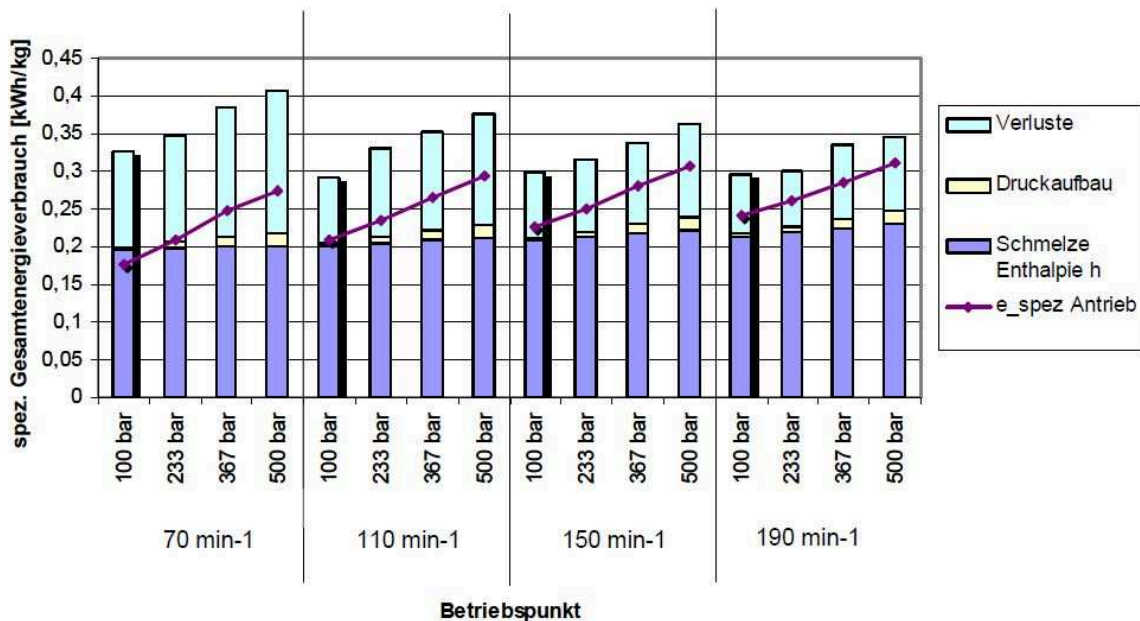
### 3.2 Antriebstechnik

Derzeit in der Extrusion verfügbare und eingesetzte Antriebskonzepte lassen sich wie folgt zusammenfassen [SZ08]:

- Gleichstromantrieb mit Thyristorsteller und Untersetzungsgetriebe
- Asynchronantrieb mit Frequenzumrichter und Untersetzungsgetriebe
- Synchronmotor mit Frequenzumrichter und Untersetzungsgetriebe
- CMG Direktantrieb mit Frequenzumrichter (Mehrmotoren-Konzept)
- Torqueantrieb mit Frequenzumrichter

Aufgrund ihrer einfachen und konstanten Drehzahlregelung und ihrer im Vergleich preiswerten Anschaffungskosten ist der Gleichstromantrieb lange Zeit am weitesten in der Extrusion verbreitet. Nachdem die Preise der Leistungselektronik für die Drehstromtechnik deutlich gefallen sind, verdrängen Drehstromantriebe durch ihre verbesserte Effizienz den Gleichstromantrieb immer mehr. Grundsätzlich handelt es sich bei diesen Antrieben um schnell drehende Motoren, die zur Drehzahlreduzierung mit einem Zahnriemen oder einem Getriebe ausgestattet werden, welche jedoch stets verlustbehaftet arbeiten. Beim Torqueantrieb handelt es sich um einen hochpoligen Synchron-Direktantrieb, welcher eine verringerte Nenndrehzahl aufweist, aber durch seinen großen Durchmesser und somit Luftspalt gleichzeitig hohe Drehmomente erzeugt. Durch den Verzicht auf eine Untersetzung mittels Getriebe oder Riementrieb ist der Torqueantrieb den herkömmlichen Motor-Getriebe-Kombinationen energetisch überlegen. Neben dem Antriebskonzept selbst entscheiden die tatsächlichen Betriebspunkte über die Größe der Verluste und den energetischen Effizienzgrad. In der nachfolgenden Abbildung 3-2 wird exemplarisch die gemessene Antriebsenergie im Vergleich zur notwendigen Schmelzeenthalpie für verschiedene Schneckendrehzahlen dargestellt. Der steigende Anteil der spezifischen Antriebsenergie belegt, dass die Plastifizierung mit steigenden Schneckengeschwindigkeiten vorwiegend durch Dissipation erfolgt. Des Weiteren zeigt der hohe Anteil der spezifischen Antriebsenergie an der spezifischen Gesamtenergie,

dass die Gesamtenergieeffizienz maßgeblich über die Wahl des Antriebskonzeptes in Verbindung mit dem jeweiligen Betriebspunkt bestimmt wird.



**Abbildung 3-2 Spezifischer Energieverbrauch für unterschiedliche Betriebspunkte [SZ08]**

Mit steigender Drehzahl nimmt der gesamte spezifische Energiebedarf durch die geringer werdenden spezifischen Verluste deutlich ab. Grund dafür ist zum einen der Wirkungsgrad des Antriebs, der deutlich von der Lage des jeweiligen Betriebspunktes zum Nennbetriebspunkt abhängig ist. Zum anderen steigen die Gesamtverluste eines Extruders nicht proportional mit steigender Schneckendrehzahl bzw. steigendem Durchsatz. Aus diesem Grund wirken sich hohe Schneckendrehzahlen (Durchsätze) bei Extrudern grundsätzlich positiv auf die Energieeffizienz und somit Wirtschaftlichkeit in der Produktion aus.

## 4. Ansätze zur Leistungssteigerung von Einschneckenextrudern

Die Erhöhung der Leistung von Einschneckenextrudern ist verfahrenstechnisch durch verschiedene Ansätze möglich. Dabei besteht die einfachste, aber gleichzeitig wenig attraktive Möglichkeit darin, den Durchmesser (Baureihe) der Schnecken-Zylinder-Kombination zu erhöhen. Eine Vergrößerung des Schneckendurchmessers auf die nächst größere Baureihe führt dabei etwa 20-30 % mehr Ausstoßleistung mit sich [WG+07]. Mit einer Vergrößerung des Schneckendurchmessers ergeben sich jedoch folgende wesentliche Nachteile, weshalb diese Maßnahme im Weiteren unberücksichtigt bleibt:

- Erhöhter Infrastrukturbedarf
- Höhere Investitionskosten
- Höherer Verschleiß (z.B. Belastung des Axiallagers durch höhere Fliehkräfte)
- Geringere Flexibilität bei Material- und Produktwechseln
- Schlechte Verfügbarkeit und längere Lieferzeit für Ersatzteile

Attraktiver gestaltet sich hingegen die Erhöhung des spez. Durchsatzes (Durchsatz pro Schneckenumdrehung), die in der Regel jedoch auch eine Erhöhung der Verfahrenslänge durch die Verschiebung des Aufschmelzenden in Richtung der Schneckenspitze erfordert. Über eine Optimierung der Schneckengeometrie lässt sich hingegen in begrenztem Maße die Plastifizierleistung innerhalb einer bestehenden Verfahrenslänge erhöhen.

Während, wie im weiteren Verlauf dieser Arbeit belegt wird, die zuvor genannten Maßnahmen heute weitestgehend erschöpft sind oder sich nur in verfahrenstechnisch engen Grenzen umsetzen lassen, besitzt die Erhöhung der Schneckendrehzahl das größte und bislang noch weitgehend ungenutzte Potenzial zur Leistungssteigerung.

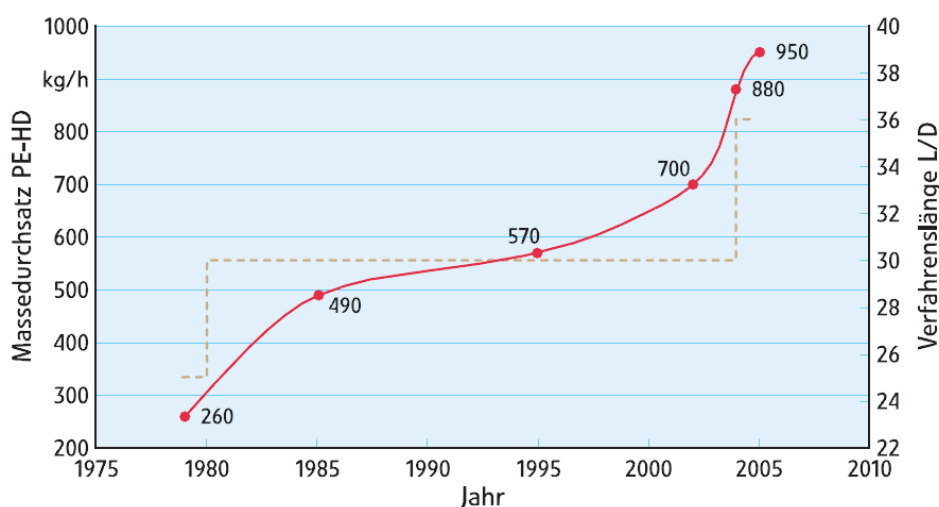
### 4.1 Steigerung des spez. Durchsatzes und der Verfahrenslänge

Die Steigerung des spezifischen Durchsatzes kann in der Praxis durch die Erhöhung des Fördervolumens in der Einfüll- und Einzugszone realisiert werden. Eine Vergrößerung der Gangtiefe kann in glatten Einzugszonen jedoch nur innerhalb der Grenzen der mechanischen Belastbarkeit der verbleibenden Schaftstärke der Schnecke erfolgen. Bei Schneckendurchmessern kleiner 75 mm kann durch diese Begrenzung die verfahrenstechnisch benötigte Menge an Material in der Regel nicht eingezogen und gefördert werden [Fei06].

Das Förderprinzip der Nutbuchse unterliegt ebenso engen Grenzen hinsichtlich der Variabilität der Nutenanzahl/-geometrie sowie der Schneckengangtiefe. Zudem gestaltet sich die Aufrechterhaltung der Förderleistung mit steigender Schneckendrehzahl schwierig. Die Abnahme des spezifischen Durchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl

ist u. a. ein Resultat des Einrieselvorganges im Bereich der Einfüllzone und wird in [Po02, PP02 Po03, Ra08] beschrieben und praktisch untersucht. Neben der Weiterentwicklung axialer Nutbuchsengeometrien wird der Einsatz wendelförmiger Nuten diskutiert und untersucht [Pe81, Gr79, RP82, Mi03].

Mit Erhöhung des spez. Durchsatzes geht zugleich eine notwendige Verlängerung der Verfahrenseinheit einher, sofern die Plastifizierleistung (Aufschmelzleistung) nicht in gleichem Maße erhöht werden kann. Die Kombination dieser Maßnahmen hat die Steigerung des Durchsatzes von Einschneckenextrudern in den vergangenen Jahrzehnten bestimmt. So zeigt die nachfolgende Abbildung 4-1 beispielhaft die Leistungssteigerung am Beispiel der Rohrextrusion innerhalb der vergangenen 30 Jahre.



**Abbildung 4-1** Durchsatzsteigerung in der Rohrextrusion (90 mm/PE-HD) [SS05]

Die Verlängerung der Verfahrenseinheit hat in nahezu allen Verfahrensvarianten der Kunststoffverarbeitung Einzug gehalten und in Kombination mit veränderten Schneckendesigns eine deutliche Leistungssteigerung ermöglicht. Eine Verlängerung bedeutet hingegen jedoch auch immer einen höheren Investitions- und Infrastrukturbedarf sowie steigende Wärmeverluste durch Konvektion und Strahlung. Eine Erhöhung des spez. Durchsatzes ist ohne Verlängerung der Verfahrenseinheit nur dann möglich, wenn die Plastifizierleistung durch ein verändertes Schnecken- bzw. Maschinendesign erhöht wird.

## 4.2 Erhöhung der Plastifizierleistung

Neben der Feststoffförderung im Einzugsbereich und der Schmelzeförderung in der Meteringzone bestimmt das Aufschmelzverhalten eines Einschneckenextruders sein Betriebsverhalten wesentlich. Bereits in den fünfziger Jahren wurden dazu Modellansätze formuliert, die bis heute stetig erweitert und ergänzt werden. Dank einer unüberschaubaren Anzahl an Forschungsarbeiten liegt heute ein weitgehend gutes

Verständnis über die wesentlichen Abläufe des Aufschmelzprozesses vor. Nachfolgend werden wesentliche Entwicklungsschritte in der Modellbildung des Aufschmelzprozesses von Einschneckenextrudern erfasst. Sie bilden die Grundlage für die innerhalb dieser Arbeit vorgestellten Maßnahmen zur Erhöhung der Plastifizierleistung.

#### **4.2.1 Der Aufschmelzvorgang im Einschneckenextruder**

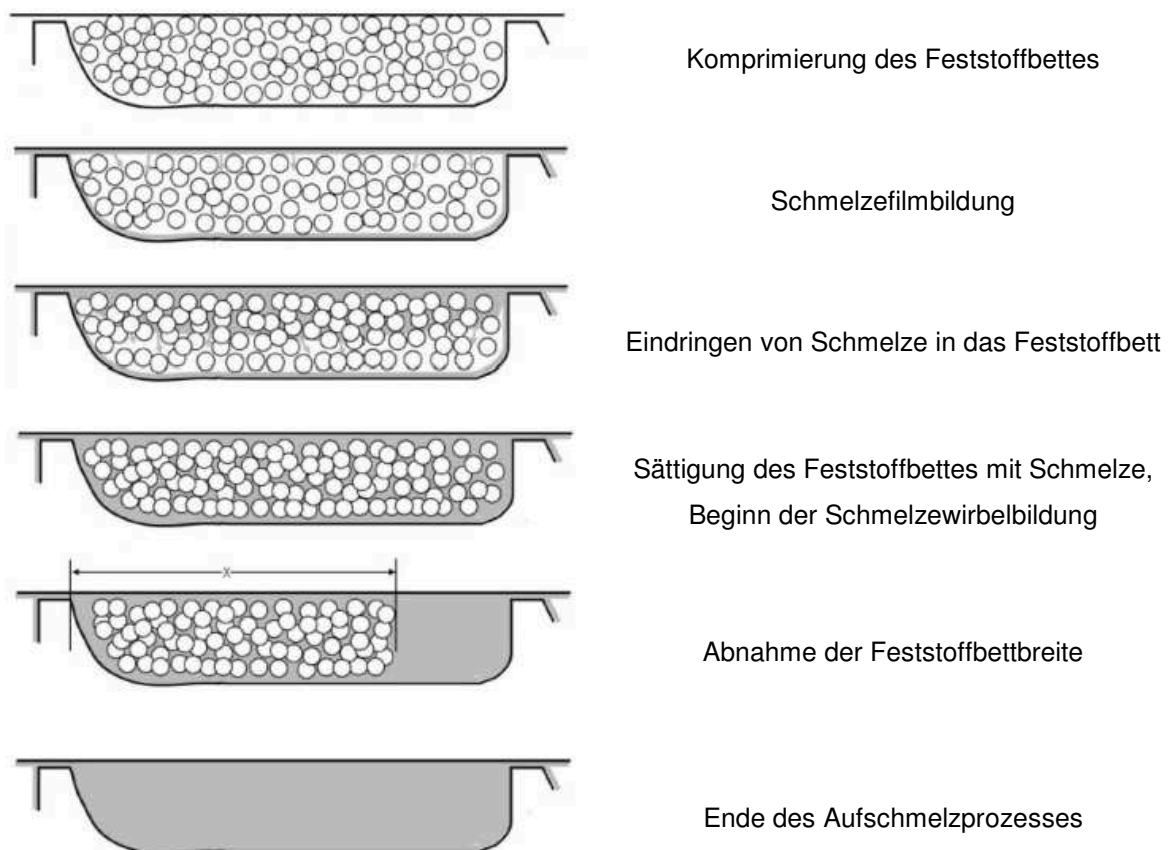
Die ersten Ansätze zur Beschreibung des Aufschmelzverlaufs in einem Einschneckenextruder basieren auf Ergebnissen praktischer Versuche. Maddock und Street führen dazu in den 60er Jahren Plastifizierungsversuche mit einem hochkristallinen Polyethylen durch, in denen sie diese spontan unterbrechen und nach erfolgter Abkühlung die gefüllte Schnecke aus dem Zylinder entfernen. Das eingefärbte Polyethylen wird anschließend von der Schnecke entfernt und angefertigte Dünnschnitte optisch untersucht [Ma59, St61]. Erstmals können somit die Strömungs- und Aufschmelzvorgänge auf einer Plastifizierschnecke beschrieben werden. Das entstandene Modell beschreibt dabei, dass der Aufschmelzprozess im Wesentlichen über Wärmeaustauschprozesse in einem dünnen Schmelzefilm an der Zylinderwand bestimmt wird. Übersteigt der anwachsende Schmelzefilm das Schneckenspiel, wird dieser durch die aktive Flanke abgeschabt, woraufhin sich an diesem Ort ein Schmelzewirbel ausbildet.

Tadmor entwickelt später ein analytisches Modell zur Beschreibung der beobachteten Phänomene [Ta66, TD+67]. Das Tadmormodell geht dabei von einer im Schneckenkanalquerschnitt konstanten Schmelzefilmdicke an der Zylinderwand aus und vernachlässigt die Schmelzefilmbildung auf der Schnecke. Er berücksichtigt dabei eine temperaturabhängige Viskosität der Schmelze sowie ein vereinfachendes lineares Temperaturprofil im Schmelzefilm. Eine Lösung des Modells ist jedoch nur iterativ möglich.

Pearson und Mitarbeiter beschreiben Anfang der siebziger Jahre den vollständigen Aufschmelzverlauf in einem Fünfzonen-Modell, in dem der Feststoff an allen vier Seiten von einem Schmelzefilm umschlossen wird. Der allseitig stattfindende Aufschmelzprozess wird dabei ohne Berücksichtigung der Dissipation in den Schmelzefilmen beschrieben [PS74, PS+76, PH+78].

Ein weiteres Modell von Lindt entsteht bei Beobachtung der Polypropylen-Verarbeitung [Li76]. Es beschreibt die Entstehung eines dicken Schmelzefilms zwischen Feststoffbett und Schnecke. Diese Beobachtungen sind jedoch nicht generell für die Verarbeitung von Polypropylen gültig und werden auf eine schlechte Druckstabilität der Schnecke zurückgeführt [Mo05].

Basierend auf dem Tadmor Modell entwickeln Potente und Mitarbeiter das bis heute umfassendste Modell zur Beschreibung des Aufschmelzverlaufs [PS91, Ko87, Sc92, St92, Sc94]. Das Modell berücksichtigt dabei sowohl das Anschmelzen, das Aufschmelzen sowie die Feststoffbeschleunigung in der Kompressionszone für Potenzgesetzschmelzen. Die Entstehung des Ortes zur Schmelzewirbelbildung und die Kontur des Feststoffbettes lassen sich bis zum Aufschmelzende bestimmen. Eine ausführliche Beschreibung des Modells erfolgt in den Literaturstellen [Sc01] und [Po92]. Bis heute belegen zahlreiche Untersuchungen, dass der grundsätzliche Aufschmelzverlauf den Grundzügen des Tadmormodells folgt.



**Abbildung 4-2 Qualitative Darstellung des Aufschmelzverlaufes [NO+04]**

Aktuelle Messungen mit Hilfe optischer Messmethoden belegen den Beginn des Aufschmelzprozesses in Form eines dünnen Schmelzefilms an der Zylinderoberfläche, sowie an den Oberflächen der Schnecke [NO+04]. Vor Beginn der Schmelzewirbelbildung dringt die Schmelze zunächst in freie Bereiche des komprimierten Feststoffbettes ein. Anschließend schabt die aktive Flanke den entstehenden Schmelzefilm an der Zylinderoberfläche fortlaufend ab. Während der Schmelzewirbel vor der aktiven Flanke kontinuierlich wächst, nimmt die Breite des Feststoffbettes fortlaufend ab. Vor dem vollständigen Ende des Aufschmelzprozesses wird ein Aufbrechen des restlichen Feststoffbettes beobachtet. Ein Prozess, den Tadmor und Agassant [TA91] bereits

vermuten, jedoch messtechnisch zu diesem Zeitpunkt nicht belegen können. In [NO+04] und [La03] hingegen können diese Phänomene auch messtechnisch erfasst werden.

Zahlreiche weitere zu den hier vorgestellten Modellvarianten wurden im Laufe der vergangenen Jahrzehnte veröffentlicht. Eine kritische Einordnung dieser ist ergänzender Literatur zu entnehmen [Mo05, Li85].

#### 4.2.2 Konzepte zur Erhöhung der Plastifizierleistung

Die Plastifizierleistung eines Einschneckenextruders wird vorwiegend von der Schneckengeschwindigkeit, der Zylindertemperatur und dem Schneckendurchmesser bestimmt. Nach *Mount* wird ihre Größe aus der Aufschmelzrate  $\Omega$  und der zur Verfügung stehenden Aufschmelzfläche  $A$  bestimmt. [Mo07]

$$\Omega = \frac{\rho_m}{X_0} \int_0^{\delta(X_0)} v(X_0, y) dy \quad \text{Gl. 4-1}$$

$\Omega$  = Aufschmelzrate pro Fläche

$v(X_0, y)$  = Geschwindigkeitsprofil am Ende des Feststoffbettes

$X_0$  = Breite des Feststoffbettes in Kanalbreite

$\delta(X_0)$  = Schmelzefilmdicke bei  $X_0$

$\rho_m$  = Schmelzedichte

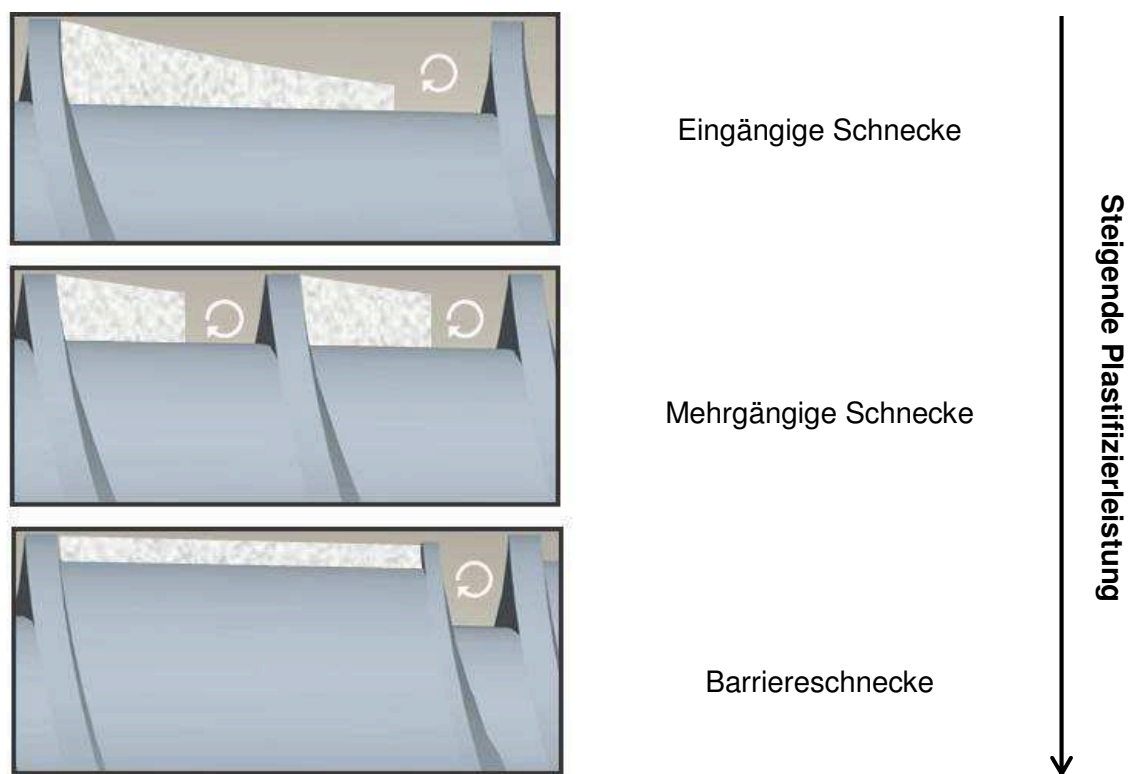
$y$  = Höhe des Feststoffbettes senkrecht zur Kanalbreite

Die flächenbezogene Aufschmelzrate  $\Omega$  hängt dabei von der Menge an Schmelze ab, die zwischen dem Feststoffbett und der Zylinderoberfläche durch die Schneckenbewegung weggeschleppt wird. Sie lässt sich durch Integration des Geschwindigkeitsprofils in der Schmelzeschicht am Feststoffbettende vor der aktiven Flanke in Abhängigkeit der Schmelzefilmdicke berechnen und ist abhängig von den Materialeigenschaften und den Verarbeitungsparametern (Zylindertemperatur, Schneckengeschwindigkeit, Feststoffbetttemperatur). Zur Berechnung der Plastifizierleistung wird in der Praxis die Länge des Aufschmelzbereiches in einzelne Segmente unterteilt, in denen wiederum jeweils die abnehmende Feststoffbettbreite neu berechnet wird.

Eine Erhöhung der Plastifizierleistung kann bei konstanten Materialeigenschaften und Verarbeitungsparametern somit nur durch Vergrößerung der Fläche zwischen Feststoffbett und Zylinder erreicht werden. Eine Möglichkeit, die Plastifizierleistung signifikant zu erhöhen, besteht in der Praxis somit in der Vergrößerung des Schneckendurchmessers durch Investition in größere Extruderbaureihen. Diese Maßnahme ist, wie zuvor beschrieben, allerdings in Hinsicht auf die steigenden



Investitionskosten und den wachsenden Infrastrukturbedarf wenig attraktiv. Eine weitere Möglichkeit, die Kontaktfläche zwischen Feststoffbett und Zylinderoberfläche zu erhöhen, besteht in der Veränderung der Schnecken­geometrie. Aus diesem Grund werden zur Erhöhung der Plastifizierleistung mehrgängige Schnecken und vermehrt Barrierschnecken eingesetzt. Wie die nachfolgende Abbildung 4-3 exemplarisch für einen beliebigen Zeitpunkt während des Aufschmelzprozesses zeigt, besitzt das in jeweils weiß dargestellte Feststoffbett der zweigängigen Schnecke einen dünneren Schmelzefilm im Vergleich zur eingängigen Variante. Zwar ist die gesamte Feststoffbettbreite beider einzelner Gänge in Summe nicht breiter als bei eingängiger Ausführung, dennoch erhöht sich die Plastifizierleistung durch den dünneren Schmelzefilm zwischen Feststoffbett und Zylinderoberfläche. Ein dünner Schmelzefilm verbessert zum einen den Wärmetransport vom beheizten Zylinder zur Feststoffbettoberfläche, zum anderen ergeben sich durch die steigende Schergeschwindigkeit im Schmelzefilm deutlich höhere Dissipationsleistungen.



**Abbildung 4-3 Qualitative Darstellung der Feststoffbettkontur verschiedener Schnecken­geometrien zu einem beliebigen Zeitpunkt im Aufschmelzprozess**

Die Barrierschnecke wird erstmals von Maillefer 1959 in der Schweiz patentiert. Bis heute sind zahlreiche verschiedene Geometrien von Barrierschnecken erfolgreich im Einsatz. Das Prinzip aller Barrierschnecken ist hingegen weitestgehend gleich. Am Beginn des Barriereabschnitts beginnt ein zusätzlicher zweiter Steg (Barriesteg), dessen Spiel zum Zylinder größer als das Schneckenspiel des Hauptsteges ist. Durch den

Barrieresteg entstehen zwei Schneckenkanäle, in denen Feststoff und Schmelze während des Aufschmelzprozesses kontinuierlich voneinander getrennt werden. Die Größe des Barrierespalt es ist so ausgelegt, dass Schmelze diesen passieren kann, Feststoff hingegen zurückgehalten wird. Somit verbleibt der Feststoff vor der aktiven Flanke des Barrierestegs, während sich die Schmelze an der passiven Flanke sammelt. Durch den fortschreitenden Aufschmelzprozess nimmt die Querschnittsfläche des Feststoffbettkanals kontinuierlich ab, die des Schmelzekanals hingegen zu. Durch die kontinuierliche Abführung der Schmelze aus dem Feststoffkanal und der gleichzeitigen Gangtiefenreduzierung wird das konstant breite Feststoffbett stetig gegen die Zylinderfläche gepresst. Durch den konstant dünnen Schmelzefilm wird wiederum der Wärmetransport vom Zylinder zum Feststoffbett verbessert sowie die Dissipation im Schmelzefilm deutlich erhöht. Bei steigender Schneckendrehzahl kann durch die variable Gestaltung der Gangtiefe im Schmelzekanal zudem einer Überhitzung des Materials entgegengewirkt werden. Ein weiterer positiver Effekt ergibt sich durch die relativ hohe Scherung der Schmelze beim Überströmen des Barrierespalt es hinsichtlich verbesserter Schmelzehomogenität.

In [AE88, IM81, Ra86] werden die verschiedenen Barrierschnecken typen umfassend hinsichtlich ihres Betriebsverhaltens untersucht. Grundsätzlich soll an dieser Stelle nur erwähnt werden, dass Barrierschnecken in mehrgängiger Ausführung sowie konstanter Feststoffkanalbreite die höchsten Plastifizierleistungen in Theorie und Praxis zeigen.

Durch ihre hohen Plastifizierleistungen haben sich Barrierschnecken mittlerweile in Europa in zahlreichen Anwendungsbereichen erfolgreich etabliert. In Kombination mit einer genutzten Einzugszone bilden sie das optimale Gesamtpaket aus Förderstabilität, Plastifizierleistung und Schmelzehomogenität.

### 4.3 Steigerung der Schneckendrehzahl (High-Speed Extrusion)

Als High-Speed Extruder bzw. Schnellläufer werden im Allgemeinen Verfahreneinheiten bezeichnet, die mit Schneckenumfangsgeschwindigkeiten von mehr als  $1\text{ m/s}$  arbeiten [Pr79]. Diese Abgrenzung ist auch bis heute noch zur Einordnung von Einschneckenextrudern hinsichtlich ihrer Leistungsgrenzen gültig.

Das Konzept des Schnellläufers ist aus wirtschaftlicher Sicht sehr interessant, da es für den gleichen Massedurchsatz geringere Investitionskosten erfordert als ein größerer Extruder. Hier sind speziell die Kosten für den Extruderzylinder und das Getriebe (geringere Rückdruckkraft, niedrigeres Antriebsdrehmoment und kleineres Untersetzungsverhältnis) zu nennen. Weitere Vorteile von Schnellläufern sind die Energieeinsparung und die kompakte Bauweise, die eine kürzere Verweilzeit der

Schmelze im System zur Folge hat. Die große Produktvielfalt in Verbindung mit immer kleiner werdenden Losgrößen führt zu immer häufigeren Farb- und Materialwechseln sowie damit verbundenen wirtschaftlichen Verlusten. Hier bietet der Schnellläufer entscheidende Vorteile. Die kurzen mittleren Verweilzeiten im Extruder und verhältnismäßig kleine Schnecken volumina führen zu guten Spüleigenschaften und somit erheblich kürzeren Produktwechseln [Ro06].

Der Einsatz von Einschneckenextrudern bei hohen Schneckendrehzahlen erfordert Weiterentwicklungen in vielen Bereichen der Schnecken- und Maschinentechnologie. Herausforderungen in dieser Hinsicht werden nachfolgend diskutiert.

#### 4.3.1 Förderverhalten

Die Aufrechterhaltung des spezifischen Massedurchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl ist die Grundlage zur Einhaltung der geforderten maximalen Schmelzetemperaturen. In [Ra08, PH+10, Fe06] wird von abfallenden spezifischen Massedurchsätzen mit steigender Schneckendrehzahl umfassend berichtet. Der Grund dafür liegt meist in der Versorgung des Einzugsbereiches durch Material in der Einfüllzone. Sowohl die Größe und Geometrie der Einfüllöffnung, der Einzugszone als auch das Design der Schnecke beeinflussen das drehzahlabhängige Förderverhalten deutlich. So können hohe Geschwindigkeiten der Schnecke zu einer Auflockerung des Materials und somit zu einer Teilfüllung des Schneckenkanals führen. Maßnahmen zur Verminderung dieses Effektes können Erweiterung des Volumens in der Einfüllzone (Taschen), axiale Nuten in der Zylinderinnenfläche sowie speziell gestaltete Einfüllöffnungen (Größe, Geometrie) sein.

#### 4.3.2 Dissipationsleistung

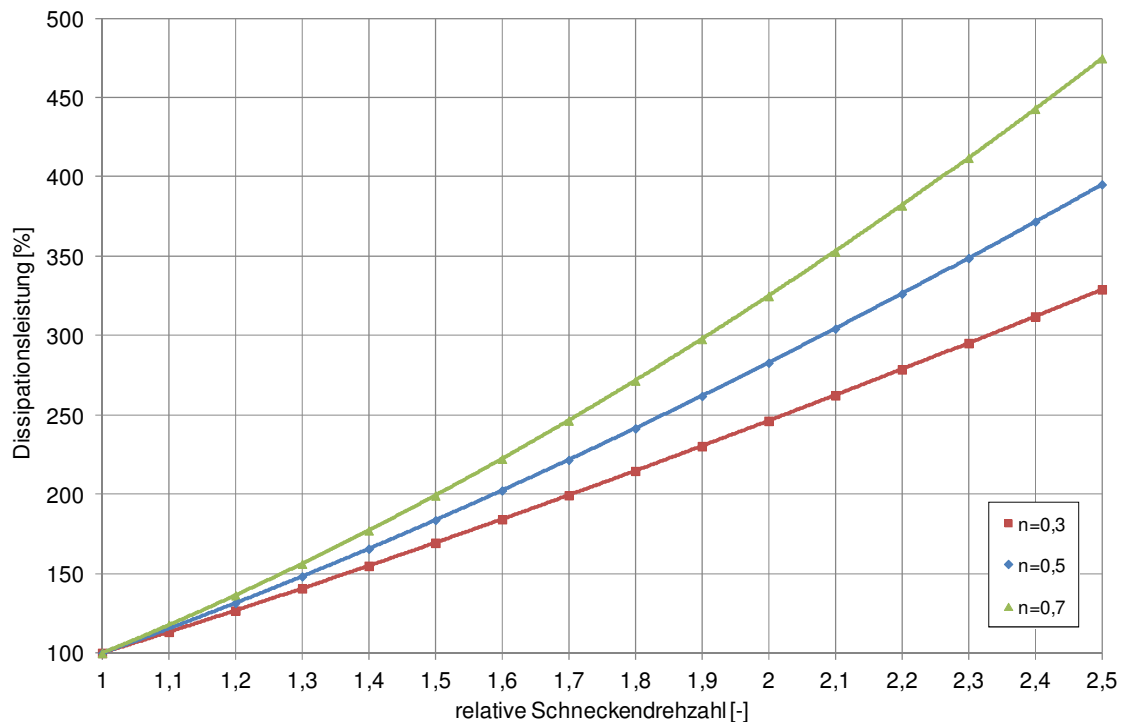
Bislang schränkt die Beherrschung der Schmelzetemperaturen den verbreiteten Einsatz von High-Speed Extrudern ein. Ihre Entwicklung wird von der Dissipationsleistung im Schneckenkanal bestimmt, welche mit steigender Schneckendrehzahl überproportional ansteigt. Betrachtet man die Dissipation in einem schmelzegefüllten Schneckenkanal, so lässt sich für *Power Law* Schmelzen die Dissipationsentwicklung  $P_{diss}$  nach *Rauwendaal* [RP03] wie folgt beschreiben:

$$P_{diss} = \frac{m L_c (\pi D)^{n+2} N^{n+1}}{H^n} \quad \text{Gl. 4-2}$$

Sie lässt sich demnach über den Konsistenzindex  $m$ , die Kanalbreite  $L_c$ , dem Schneckendurchmesser  $D$ , der Drehzahl  $N$  und der Gangtiefe  $H$  beschreiben. Der

Viskositätsindex  $n$  beschreibt den Viskositätsabfall mit steigender Schergeschwindigkeit und ist somit materialabhängig. Die nachfolgende Abbildung 4-4 beschreibt exemplarisch die Entwicklung der Dissipationsleistung in Abhängigkeit der relativen Schneckendrehzahl für drei verschiedene Viskositätsindizes.

Unter Annahme eines relativ niedrigen Viskositätsindex, welcher einen relativen starken Abfall der Viskosität mit steigender Schergeschwindigkeit beschreibt, ergibt sich demnach bei einer Verdoppelung der Drehzahl eine Erhöhung der Dissipationsleistung von etwa 250 %. Für größere Viskositätsindizes steigt die Dissipationsleistung weiter an. Die Abbildung belegt, dass ohne Anpassung der Schneckengeometrie eine Drehzahlerhöhung zwingend auch höhere Schmelzetemperaturen hervorruft. Durch die Abhängigkeit der Dissipationsleistung von den rheologischen Stoffeigenschaften erklärt sich zudem, warum vorwiegend Materialien mit niedrigen Viskositätsindizes (*PP*, *PS*) in High-Speed Extrudern verarbeitet werden.

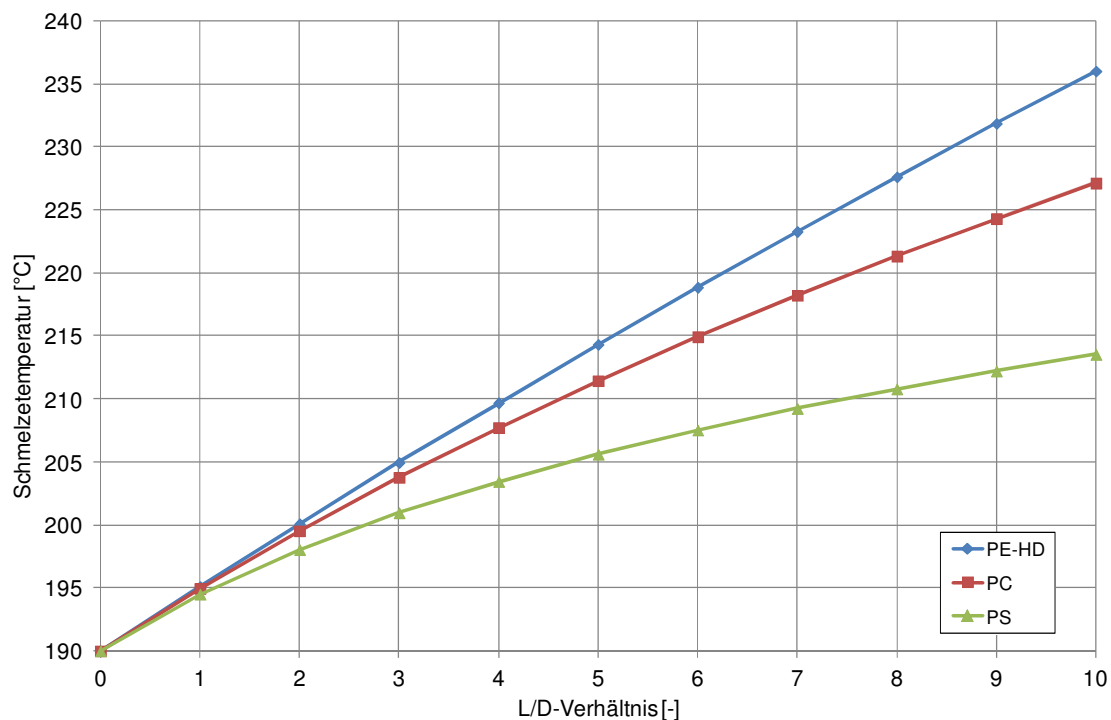


**Abbildung 4-4** Entwicklung der Dissipationsleistung in Abhängigkeit des Viskositätsindex  $n$  (60 mm Extruder 10D)

Wird zudem, wie zuvor diskutiert, ein Abfall des spezifischen Durchsatzes angenommen, so steigt die Dissipationsleistung weiter an. Für einen Viskositätsindex von 0,3 führt beispielhaft ein Abfall des spezifischen Durchsatzes um 30 % zu einer Erhöhung der Dissipationsleistung von 250 % auf 330 % bei Verdoppelung der Drehzahl. Dieser Zusammenhang zwischen Dissipationsleistung (Schmelzetemperatur) und spezifischem Durchsatz belegt die Notwendigkeit zu dessen Aufrechterhaltung in High-Speed Extrudern.

Betrachtet man zudem die Dissipationsleistungen im Schneckenspiel zeigt sich nach dem Ansatz für einen schmelzegefüllten Schneckenkanal von *Rauwendaal* [RP03], dass aufgrund des dünnen Schmelzefilms deren Anteil an der gesamten Dissipation etwa 80 % beträgt. In dieser Hinsicht ist deshalb der Einsatz eingängiger Schnecken in High-Speed Anwendungen zu bevorzugen.

Der Abfall der Viskositätsfunktion mit steigender Schmelzetemperatur ist ebenfalls vom verarbeiteten Werkstoff abhängig und unterschiedlich stark ausgeprägt. In der nachfolgenden Abbildung 4-5 ist der Anstieg der Schmelzetemperatur für unterschiedliche Werkstoffe in Abhängigkeit der Schneckenlänge dargestellt. Durch den stärker ausgeprägten Abfall der Viskositätsfunktion mit steigenden Schmelzetemperaturen eignet sich z. B. ein Polystyrol grundsätzlich besser für Verarbeitung bei hohen Schnecken-drehzahlen. Die Gefahr der Überschreitung maximal zulässiger Schmelzetemperaturen ist deutlich geringer als bei polyolefinischen Werkstoffen, welche im allgemeinen eine vergleichsweise geringe Abhängigkeit der Viskositätsfunktion von der Schmelzetemperatur aufweisen.



**Abbildung 4-5** Entwicklung der Schmelzetemperatur für unterschiedliche Werkstoffe in Abhängigkeit des L/D-Verhältnisses

### 4.3.3 Materialschädigung/Materialabbau

Grundsätzliche Annahmen und Vorbehalte gegenüber einer möglichen Materialschädigung (z.B. Molekülkettenabbau) durch steigende Schergeschwindigkeiten in High-Speed Extrudern können zahlreiche Untersuchungen in jüngster Vergangenheit

widerlegen. In [Min06] wird für verschiedene *PP*-Typen eine umfangreiche Materialanalyse in Abhängigkeit der Schneckendrehzahl bei der Verarbeitung vorgestellt. Die Ergebnisse belegen einen geringen Abbau der Molekülkettenlängen sowie einen vernachlässigbaren Anstieg des *MFRs* (*Melt Flow Rate*). Während Zugversuche an Folien keine Unterschiede zeigen, belegen Durchstoßversuche eine höhere Zähigkeit bei einer Steigerung des Massedurchsatzes von 400 kg/h auf 600 kg/h (75 mm Extruder). Auch eine Analyse der Dickenverteilung und Stauchdrücke an *PP*-Trink- und Joghurtbechern kann keinen negativen Einfluss hoher Schneckendrehzahlen nachweisen.

In [PP06] wird ein analytischer Ansatz vorgestellt, der einen Zusammenhang zwischen molekularem Abbau und Verarbeitungsparametern wie z. B. der Schneckendrehzahl beschreibt. Innerhalb praktischer Untersuchungen zur Viskositäts- und Molekulargewichtsänderungen von *PP* in Abhängigkeit der Schneckendrehzahl wird belegt, dass der Materialabbau vernachlässigbar gering ist, sofern die Temperatur der Schmelze materialabhängige Grenzen nicht überschreitet.

Weitere Untersuchungen zum Einfluss der Schneckendrehzahl auf die Produktqualität am Beispiel von *PS*- und *PE*-Folien können ebenfalls keine Schädigungsmechanismen bestätigen [Ro06].

In jedem Fall müssen die Einflüsse und Auswirkungen hoher Schneckendrehzahlen auf die Material- und Produkteigenschaften im jeweiligen Anwendungsfall spezifisch untersucht werden. Die Ergebnisse bisheriger Arbeiten sind keinesfalls auf andere Materialien und nicht betrachtete Verarbeitungsparameter übertragbar.

#### 4.3.4 Installierte Anwendungen und Erfahrungen

Die Entwicklung und Verbreitung von High-Speed Extrudern steht heute erst am Beginn einer voraussichtlich weitreichenden Verbreitung in der Einschneckenextrusion. An Hand einiger ausgewählter Beispiele werden einige der aktuellen Einsatzbereiche derartiger Systeme vorgestellt.

Bereits 1998 wurde von der *esde Maschinentechnik GmbH* und der *ETA Kunststofftechnologie GmbH* ein getriebeloser 35 mm Extruder mit Barrierschnecke vorgestellt, welcher erfolgreich in der Herstellung von *PET*-Folien, *PMMA*- und *PC*-Profilen sowie in der Produktion von *TPU*-Spinnfasern mit Schneckenumfangsgeschwindigkeiten von 1,65 m/s eingesetzt wird [WR06].

Seit 2002 arbeitet die damalige Battenfeld Extrusionstechnik GmbH, heute Battenfeld-Cincinatti Deutschland GmbH, an der Entwicklung und Verbreitung ihrer 75 mm High-Speed-Extruder. Während die Verarbeitung von *PLA*, *LDPE*, *MDPE*, und *HDPE* mit

Durchsätzen bis zu 1700 kg/h getestet wurde, sind zahlreiche Maschinen für die Produktion von *PS*- und *PP*-Platten mit vergleichbaren Durchsätzen im Einsatz [Ro08].

In [Fa06] wird von einem schnelldrehenden 75 mm (34 D) Extruder zur Verarbeitung von *PS*-Folien mit einem Durchsatz bis zu 1900 kg/h berichtet. Die Verarbeitung verschiedener *PS*-Typen mit unterschiedlichen *MFRs* erfordern unterschiedliche Schneckendesigns, um ein vollständiges Aufschmelzen des Materials im Extruder zu gewährleisten. Es wird von einem erhöhten Verschleiß von Schnecke und Zylinder berichtet. Insbesondere Ablagerungen in der Kompressionszone der Schnecke machen eine halbjährige manuelle Reinigung nach ersten Erfahrungen notwendig.

Insgesamt beschränken sich die meisten Einsatzgebiete von Schnellläufern bislang auf die Tiefziehfolien- (*PS/PP*) und die Rohrextrusion (*PE/PP*). Meist sind Extruder mit Durchmessern von 75 mm und größer im Einsatz. Ihre Ausstoßleistungen von bis zu 2000 kg/h werden jedoch nur für ausgewählte Anwendungen benötigt, in der auch die Nachfolgeeinrichtungen diese Durchsätze weiterverarbeiten können. Der überwiegende Anteil der derzeit in der Verarbeitung thermoplastischer Kunststoffe eingesetzten Extruder besitzt hingegen Schneckendurchmesser zwischen 15 und 75 mm. Insbesondere innerhalb von Coextrusionsanlagen werden diese Ausstoßleistungen nicht benötigt. Somit muss nach eigener Einschätzung die Entwicklung schnell drehender und kompakter Extruder mit Durchmessern von 20 bis 35 mm vorangetrieben werden, die wiederum die große Zahl installierter 50 mm, 60 mm, 75 mm und 90 mm ersetzen können. Gelingt dies unter Berücksichtigung der zuvor aufgeführten verfahrenstechnischen Gesichtspunkte, wird der High-Speed Extruder in absehbarer Zukunft „Stand der Technik“ in immer mehr Bereichen der Kunststoffverarbeitung sein.

#### 4.4 Alternative Plastifizierkonzepte

Betrachtet man nach dem derzeitigen Stand der Technik die verfahrenstechnischen Entwicklungen innerhalb der Einschneckenextrusion der vergangenen Jahrzehnte, so haben sich fast ausschließlich mehr oder weniger konventionelle Extruder mit drehender Schnecke und stationärem Zylinder in der Kunststoffverarbeitung etabliert. Dennoch hinterfragt die internationale Forschungslandschaft mit der Entwicklung alternativer Plastifiziersysteme bis heute diesen Stand der Technik. Da die wesentlichen Inhalte dieser Arbeit auf der Entwicklung alternativer Plastifiziertchnik zur Effizienz- und Leistungssteigerung basieren, werden im Folgenden ausgewählte Beispiele einer Literatur- und Patentrecherche vorgestellt. Auf Grund der Vielzahl an Patenten und anderweitig veröffentlichten Plastifizierkonzepten beschränkt sich die nachfolgende Übersicht auf Entwicklungen, die den konventionellen Feststoff/Schmelzestrom zwischen Schnecke und Zylinder verfahrenstechnisch grundlegend verändern.

Des Weiteren bleiben Konzepte unberücksichtigt, die nicht auf dem Prinzip einer Schnecken-Zylinderkombination basieren. Zu diesen Konzepten zählen unter anderem der *Rotary-Extruder*, die verschiedenen Ausführungen der *Disc-Pack Extruder* oder der *RAM-Extruder*. Weitere Informationen zu diesen Extrusionskonzepten können den folgenden Literaturquellen entnommen werden [Ra01, He89, WP02, WG10].

#### 4.4.1 Konzepte mit nicht konventionellem Feststoff-Schmelzestrom

*Vladimir Novak* entwickelt ein Extrusionskonzept, welches er 1955 unter dem Titel „*Schneckenpresse für die Verarbeitung von bei Wärme plastischen Kunststoffen*“ in einer Patentauslegeschrift veröffentlicht [No60]. Darin präsentiert er ein Plastifizierkonzept, welches mit einem hohen Kompressionsverhältnis die Verfahrenslänge herkömmlicher Extruder gleicher Ausstoßleistung deutlich verringert. Dies gelingt durch den Einsatz zweier ineinander verlaufender Schnecken, die sowohl mit gleicher Drehzahl starr als auch unabhängig voneinander angetrieben werden können. Das Granulat wird dabei zunächst der außen liegenden flach geschnittenen Schnecke mit einem Rechtsgewinde zugeführt. Am Ende der äußeren Schneckenkontur wird das Material entgegen der Ausstoßrichtung durch ein Linksgewinde auf der Innenkontur der äußeren Schnecke zurückgefördert. Im Anschluss gelangt der Förderstrom über Öffnungen auf die innen liegende Schnecke, die wiederum mit einem Rechtsgewinde versehen ist und das Material in Richtung der Düse fördert.

Durch die flache Gangtiefe der äußeren Schnecke wird die Vorwärmung des Materials durch die außenliegende Zylinderheizung erleichtert. Zudem wird der verbesserte energetische Wirkungsgrad durch die Verringerung der Verfahrenslänge als Vorteil des Extrusionskonzeptes ausgewiesen.

*Sironi* patentiert 1989 ebenfalls ein Plastifizierkonzept, welches mit einer Schnecke arbeitet, die sowohl außen als auch innen mit Schneckenstegen versehen ist [Si89]. Entgegen den zuvor dargestellten Konzepten ist die Verfahrenslänge mit herkömmlichen Extrudern zu vergleichen und es findet kein zwischenzeitlicher Rücktransport von Material statt. Die Schnecke besteht dabei aus einem Hohlzylinder, der innen und außen mit einem Linksgewinde versehen ist. Die Schnecke dreht dabei innerhalb eines glatten Zylinders und um einen feststehenden zylindrisch glatten Kern, wodurch sich zwei unabhängige Materialströme ergeben. Die Schnecke weist entlang der Förderrichtung Bohrungen auf, wodurch ein Druckausgleich beider Materialströme sowie die thermische Homogenisierung sichergestellt werden sollen.

Die Umsetzung der Coextrusion innerhalb eines Plastifizierkonzeptes wird 1967 in einem Patent von *Wienand* und *Ristau* verfasst [WR67]. Entgegen der zylindrischen



Hohlschnecke wird parallel eine konische Hohlschnecke eingesetzt, welche eine Verkürzung der Verfahrenseinheit auf  $10 D$  ermöglicht. Zudem wird der innere Kern nach Ende der Schnecke als Pinole zur Ausformung eines Schlauches für die Herstellung von Kunststoff-Hohlkörpern eingesetzt. Darüber hinaus unterscheidet es sich jedoch nicht vom Konzept *Sironi*.

Das Betriebsverhalten zweier unabhängig voneinander zu betreibender coaxialer Schnecken mit separater Speisung wird in [JY+09] veröffentlicht. Das Durchsatzverhalten in Abhängigkeit der relativen Drehrichtung beider Schnecken zueinander entspricht dabei den allgemeinen Erwartungen.

In der Patentschrift von *Schippers* wird ein komplexes Extrusionskonzept mit statischer Homogenisierung im hohlen Schneckenkern vorgestellt [Sc73]. Innerhalb dieses Konzeptes wird die Schmelze nach der halben Schneckenlänge durch einen Ringspalt in den Anfangsbereich der hohlen Schnecke geführt, wo sie auf ihrem Weg zur Schneckenspitze statisch homogenisiert wird. Im Anschluss erfolgt wiederum ein Rücktransport durch einen Ringspalt zur Schneckenmitte, wo die Schmelze auf die Schnecke zurückgeführt wird.

*Grünschloß* verfolgt 2001 durch die Vorstellung des *Helibar-Extruders* das Ziel, die leistungsstarke Kombination einer Barrierschnecke mit einer genuteten Einzugszone weiter zu steigern [Gr01]. Dazu entfällt im Gegensatz zu Standardextrudern die strikte Trennung zwischen Einzugs- und Plastifizierungszone, wodurch der gesamte Zylinder einteilig gestaltet werden kann. Der Zylinder ist im Einzugsbereich mit konischen Wendelnuten und im Aufschmelzbereich ebenfalls mit Wendel- bzw. Axialnuten versehen. Durch diese zusätzlichen Nuten wird die Förderwirkung bei gleichzeitiger Entlastung des Einzugsbereichs verstärkt. Durch einen gleichmäßigen Druckaufbau entlang der Schnecke kann auf eine intensive Wasserkühlung im Einzugsbereich verzichtet werden.

Ein ursprünglich für die Extrusion von Lebensmitteln genutztes Maschinenkonzept wurde vom *Institut für Kunststofftechnik (KTP)* zur Verarbeitung von Kunststoffen eingesetzt. Das sehr kurze Konzept ( $< 5 D$ ) plastifiziert den Kunststoff dabei ausschließlich durch Umsetzung der Antriebs- in Reibleistung. Die Zylinderinnenfläche ist dabei auf der gesamten Länge mit in der Tiefe abnehmenden Wendelnuten versehen. Gleichzeitig nimmt die Gangtiefe der mehrgängigen Schnecke in Extrusionsrichtung zu. Die unterschiedlichen Fördergeschwindigkeiten des Feststoffes in der Nut und im Schneckengang verursachen einen Geschwindigkeitsgradienten, der wiederum zu einer Umsetzung von Reibarbeit in Wärme führt [PK+09].

Ein völlig neuartiger Ansatz zur Plastifizierung von Kunststoffen mit dem Primärenergieträger Erdgas wird in [WB10] mit dem Ziel vorgestellt, Energiekosten bei

gleichzeitiger Reduzierung des  $\text{CO}_2$ -Ausstoßes zu senken. Durch direkten Einsatz von Erdgas als Energieträger können im Vergleich zur Nutzung elektrischer (Antriebs-)Energie Energiekosten eingespart werden. Im Vergleich zu herkömmlichen Extrudern besteht das Plastifizierkonzept aus zwei gekoppelten Wärmetauschern. In einem ersten Wärmetauscher wird das Material vorgewärmt. Die dazu notwendige Energie wird aus der Restwärme des zweiten Wärmetauschers entnommen, in dem die eigentliche Plastifizierung stattfindet. Er besteht aus einer Vielzahl an Fließkanälen, die über den äußeren Zylinder mittels einer Erdgas-Heizung beheizt werden. Der Extruder ist direkt angetrieben und dient lediglich zur Überwindung des Druckverlustes im Wärmetauscher, wodurch die eingebrachte elektrische Leistung gering ist. Der Druckaufbau erfolgt durch eine elektrisch betriebene Schmelzepumpe und ist somit vom Extruderantrieb entkoppelt. Somit wird die zum Aufschmelzen benötigte Energie nahezu ausschließlich durch die Verbrennung von Erdgas umgesetzt.

#### 4.4.2 Konzepte mit Feststoff/Schmelze-Trennung

Die Trennung von Feststoff und Schmelze während des Aufschmelzprozesses wird erstmals 1972 in einem Patent von Kovacs erwähnt [Ko72]. Dazu verwendet er eine Barrierschnecke mit Linksgewinde, die ab der Barrierezone hohl ausgeführt ist. Die Schmelze gelangt durch die Bohrungen auf die innen liegende Schnecke mit einem Rechtsgewinde, welche werkzeugseitig über eine Lochplatte am Zylinder fixiert wird. Sie wird weiter durch eine Überlagerung von Schlepp- und Druckströmung in Richtung Werkzeug transportiert.

Entgegen dem Ansatz von Kovacs führt das in der Patentschrift von Klein und Tadmor beschriebene Konzept den am Ende der Plastifizierzone noch nicht aufgeschmolzenen Feststoff durch Bohrungen hinter der passiven Flanke auf eine innen liegende stationäre Schnecke zurück.

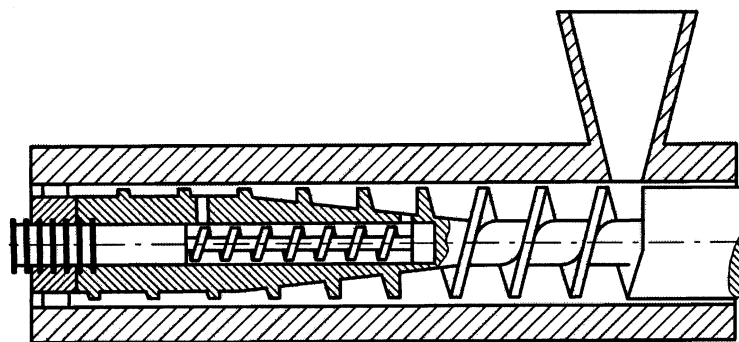
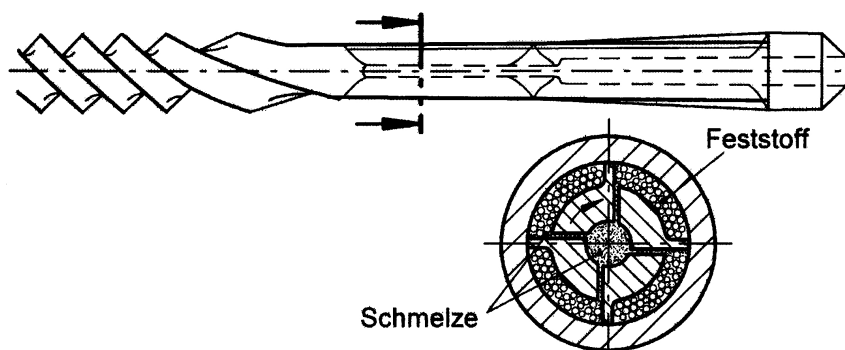


Abbildung 4-6 Plastifizierkonzept mit Koaxialschnecken [KT75]

Auf dieser wird der Feststoff durch ein zur äußeren Schnecke gleichläufiges Linksgewinde zurückgefördert und der äußeren Schnecke wiederum zugeführt [KT75].

Während in [KK83] lediglich die Schnecke durch eine Barrierschnecke ersetzt ist, wird in [KI87] das Gewinde der innen liegenden Schnecke entgegen der außen liegenden ausgeführt. Dadurch erfolgt nunmehr kein Rücktransport des Feststoffes, vielmehr wird der abgeführte Feststoff in Extrusionsrichtung transportiert und aufgeschmolzen. Am Ende dieses Konzeptes laufen dann beide Schmelzeströme zusammen.

Mit dem Ziel der Erhöhung der Plastifizierleistung entwickelt Barr eine Schnecke zur kontinuierlichen Feststoff/Schmelze-Trennung mit dem Namen *Barr2000* [Ba98]. Im Bereich der Aufschmelzzone wird die Gangsteigung der Schnecke unendlich. Gleichzeitig befinden sich vor den aktiven Stegen Schlitzze, durch die die Schmelze in die hohle Schnecke abgeführt wird. Der dafür notwendige Druck muss durch in Verbindung mit einer Nutbuchse erzeugt werden, da die unendliche Steigung der Schnecke keine Pumpleistung besitzt. Die Schmelze wird im Inneren durch eine reine Druckströmung zur Schneckenspitze geführt, wo sie den hohlen Kern der Schnecke verlässt. Durch diese kontinuierliche Abfuhr von Schmelze aus dem Schneckenkanal ist dieser nahezu ausschließlich mit Feststoff gefüllt. Durch die Minimierung der Schmelzefilmdicke und der maximalen Feststoffbrettbreite besitzt die Schnecke laut Patentschrift eine 3-mal höhere Aufschmelzleistung im Vergleich zu Schnecken gleicher Baugröße, aber konventioneller Geometrie.



**Abbildung 4-7** *Barr2000* Schnecke mit Schmelzeabfuhr in den hohlen Schneckenkern [Ba98]

In der Patentschrift [Ba99] werden weitere Möglichkeiten zur Feststoff/Schmelze-Trennung aufgezeigt. So wird eine axial fixierte, aber in Umfangsrichtung rotierende Hülse mit Bohrungen vorgestellt, welche die Plastifizierschnecke umschließt und die Schmelze nach außen in einen Ringspalt abführt. Dieser Ansatz bietet dahingehend Vorteile, dass bei einer Schmelzeabfuhr nach außen die Schmelztemperatur über die Zylindertemperatur beeinflusst werden kann. Zudem kann in diesem Fall auf das aufwändige Design der Schnecke verzichtet werden. Insbesondere mit steigendem Materialdurchsatz gestaltet sich eine Schmelzeabfuhr in das Schneckeninnere durch den begrenzt zur Verfügung stehenden Raum als kritisch.

#### 4.4.3 Prinzip S-Truder

Das Prinzip der Feststoff/Schmelze-Trennung wird in [Ka04] erneut aufgegriffen. Nach [WK03] ergeben sich für eine Abfuhr der Schmelze weg von der Schnecke nach außen folgende Vorteile:

- Die Schmelze wird nach ihrer Entstehung keinen weiteren dissipativen Effekten der Schnecke ausgesetzt
- Die verfahrenstechnische Länge der Schnecke kann durch die gesteigerte Aufschmelzleistung wesentlich reduziert werden. Dadurch verringern sich der Bedarf an Infrastruktur insbesondere beim Beispiel einer Coextrusions-Blasfolienanlage sowie die konvektiven Verluste an die Umgebung.
- Die Schneckendrehzahl kann durch die verringerte Dissipation mit dem Ziel gesteigert werden, einen Direktantrieb ohne Untersetzungsgetriebe einzusetzen

Auf Basis dieser Überlegungen entsteht ein erster Prototyp einer Feststoff/Schmelze-Trennung, welche die Schmelze durch Bohrungen nach außen in einen Ringspalt abführt, wo sie durch eine reine Druckströmung in Extrusionsrichtung gefördert wird. Am Ende des Ringspalts erfolgt die Homogenisierung mit einem dynamisch oder statisch arbeitenden Mischteil. Details zur Auslegung der Plastifizierhülse werden in [Ka04] erläutert.

Innerhalb eines 50 mm Extruders mit genuteter Einzugszone wird die Plastifizierhülse bis zu Umfangsgeschwindigkeiten von 1,83 m/s eingesetzt. Charakteristisch für alle untersuchten Materialien ist ein Abfall des spezifischen Durchsatzes und somit ein deutlicher Anstieg der Schmelzetemperatur mit steigender Schneckendrehzahl. Dieser fällt bei Einsatz eines statisch arbeitenden Mixers weniger intensiv aus, als beim Einsatz eines dynamisch arbeitenden Mixers. So ist bei Einsatz des statischen Mixers eine Durchsatzsteigerung von 55 % bei der Verarbeitung von Polystyrol gegenüber dem dynamischen Mischer möglich, da die obere Grenze der empfohlenen Schmelzetemperatur erst bei deutlich höheren Schneckendrehzahlen erreicht wird. Eine Auswertung der stofflichen oder thermischen Homogenität erfolgt hingegen nicht.

Die Auswertung des Druckverhaltens ergibt einen am Ende der Plastifizierhülse höheren Druck im Ringspalt als zu Beginn. Entgegen der Auslegung müsste demnach eine Rückströmung der Schmelze im Ringspalt stattfinden. In jedem Fall folgt der Aufschmelzverlauf nicht der theoretischen Annahme bei Auslegung der Plastifizierhülse, wo von einem linear ansteigenden Schmelzeanteil im Ringspalt ausgegangen wurde. Von weitergehenden Untersuchungen wird im Rahmen der Arbeit [Ka04] nicht berichtet.

#### 4.4.4 Prinzip KoAx-Extruder

Die Problematik des ungleichmäßigen Einzugsverhaltens unterschiedlicher Rohstoffe und dessen direkte Auswirkung auf die Schmelzetemperatur werden in Kapitel 4.3.1 ausführlich dargestellt. Vor dem Hintergrund einer steigenden Anzahl an Anwendungen mit hohen Anteilen von inline wieder zugeführten Produktionsabfällen (Randbeschnitte, Butzen, Angüsse) und der Weiterentwicklung der Extrusion hin zu schnelleren Drehzahlen, sind auch heute noch neuartige Konzepte gefragt, die dieser Problematik gerecht werden.

In dieser Hinsicht wird von Kaczmarek in [Ka04] ein Extrusionskonzept vorgestellt, welches im Einzugsbereich eine zweite, coaxial zur Plastifizierschnecke angeordnete, Einzugschnecke besitzt. Über ein Mehr-Motoren-Konzept [WK02] kann diese separat von der Plastifizierschnecke angetrieben werden und erlaubt so eine gezielte Beeinflussung des spezifischen Durchsatzes.

In [Ra08] wird dieses Konzept für zahlreiche Betriebszustände und unterschiedliche Rohstoffe untersucht. Unter Verwendung einer 50 mm Barrierschnecke (28 D) in Kombination mit einer 4 D langen genuteten Einzugszone kann der spezifische Durchsatz für alle untersuchten Rohstoffe im Vergleich zu einem konventionellen Extruder deutlich angehoben und die Schmelzetemperatur folglich reduziert werden. Der spezifische Durchsatz kann dabei im gesamten untersuchten Drehzahlbereich bis 300 1/min nahezu aufrechterhalten werden.

#### 4.5 Zwischenfazit

Fasst man die Ergebnisse aus den Arbeiten von [Ka04] und [Ra08] zusammen, so lässt sich für die alternativen Plastifizierkonzepte *S-Truder* und *KoAx-Extruder* folgende Bilanz ziehen. Das Prinzip der Feststoff/Schmelze-Trennung hat sich in ersten Versuchen bis zu einer Umfangsgeschwindigkeit von 1,83 m/s als geeignet erwiesen, innerhalb einer kurzen Verfahrenslänge alle untersuchten Materialien vollständig zu plastifizieren. Die spezifischen Durchsätze liegen für den 50 mm Extruder dabei in Bereichen von 0,3 bis 0,55 kg/(h\*1/min) und nehmen mit steigender Drehzahl tendenziell ab, wodurch die Schmelzetemperaturen jeweils bis an die oberen Grenzen des empfohlenen Verarbeitungsfensters ansteigen. Der Einsatz einer separat angetriebenen Schnecke zur Feststoffförderung steigert die Flexibilität und trägt zur Reduzierung der Schmelzetemperatur ebenso bei, wie zur Vermeidung des Abfalls des spezifischen Durchsatzes, der durch die unterschiedlichen physikalischen Eigenschaften des zu verarbeitenden Materials und durch steigende Drehzahlen hervorgerufen wird.

Eine Kombination beider Plastifizierkonzepte kann in jedem Fall die jeweiligen verfahrenstechnischen Vorteile miteinander kombinieren. Mit Hilfe des koaxialen Schneckenkonzeptes kann der beim *S-Truder* beobachtete Abfall des spezifischen Durchsatzes kompensiert und die maximale Plastifizierleistung der Feststoff/Schmelze-Trennung gezielt untersucht werden. Da der Aufschmelzverlauf der Feststoff/Schmelze-Trennung noch unbekannt ist und es an experimentellem Wissen über die tatsächlichen Vorgänge während des Plastifizierens mangelt, ist eine analytische Beschreibung der Plastifizierleistung derzeit nicht möglich.

Im Anschluss an eine theoretische Betrachtung des Aufschmelzverhaltens unter Berücksichtigung der kontinuierlichen Schmelzeabfuhr wird in dieser Hinsicht die Annahme eines gleichmäßigen Aufschmelzverlaufs entlang der Plastifizierhülse von Kaczmarek durch eigene *CFD*-Simulationen untersucht. Begleitet werden die Untersuchungen durch praktische Versuche mit der Feststoff/Schmelze-Trennung.

Die Abführung der Schmelze weg von der Schnecke in einen äußeren Ringspalt führt zu einer Verringerung der eingebrachten Dissipation, jedoch sind über die stoffliche und thermische Schmelzehomogenität noch keine Erkenntnisse vorhanden. Es wird erwartet, dass sich die Homogenität der Schmelze durch eine geringere Verweilzeit auf der Schnecke verschlechtert. Somit ist der Homogenität der Schmelze in einem neuartigen Extruder kurzer Verfahrenslänge bei gleichzeitig hohen Schneckendrehzahlen besondere Aufmerksamkeit zu schenken.

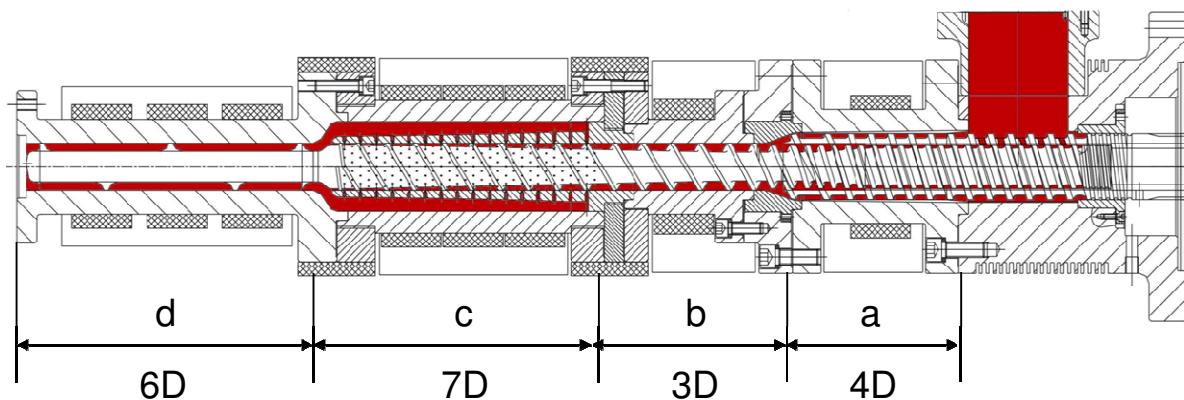
## 5. Alternatives Plastifizierkonzept KoAx-S-Truder

Im alternativen Plastifizierkonzept *KoAx-S-Truder* erfolgt die Zusammenführung der Konzepte *KoAx-Extruder* und *S-Truder*. Für die konstruktive Auslegung des Konzeptes werden die folgenden verfahrenstechnischen Anforderungen definiert:

- Geringe Verfahrenslänge (entgegen dem allgemeinen Trend)
  - Kürzere Verweilzeit der Schmelze
  - Schnellere Produkt- und Farbwechsel
  - Weniger konvektive Verluste durch die geringere Oberfläche
- Erhöhung der Plastifizierleistung  
(Durchsatz äquivalent zu größeren Baureihen)
- Flexibel in der Verarbeitung verschiedener Materialien
- Möglichst konstanter spezifischer Durchsatz in einem großen Drehzahlbereich
- Reduzierung der Schmelzetemperatur
- Stofflich und thermisch homogene Schmelze

### 5.1 Versuchsaufbau

In der nachfolgenden Abbildung 5-1 ist der Prototyp schematisch dargestellt. Die Plastifizierschnecke besitzt einen Durchmesser von  $50\text{ mm}$  und eine Länge von  $16 D$ .



- a) Einzugszone
- b) Übergangszone
- c) Plastifizierzone
- d) Homogenisierzone

Abbildung 5-1 Schematische Schnittdarstellung *KoAx-S-Truder* ( $50\text{ mm}$ )

Sie ist durchgehend zweigängig ausgeführt und besitzt im Einzugsbereich eine Gangtiefe von  $5\text{ mm}$ . Vor Beginn der Übergangszone vergrößert sich letztere auf  $10\text{ mm}$ , um den

Feststoffstrom der äußeren Einzugsschnecke aufzunehmen. Bis zum Ende der Plastifizierungszone läuft die Gangtiefe auf  $2\text{ mm}$  gleichmäßig aus.

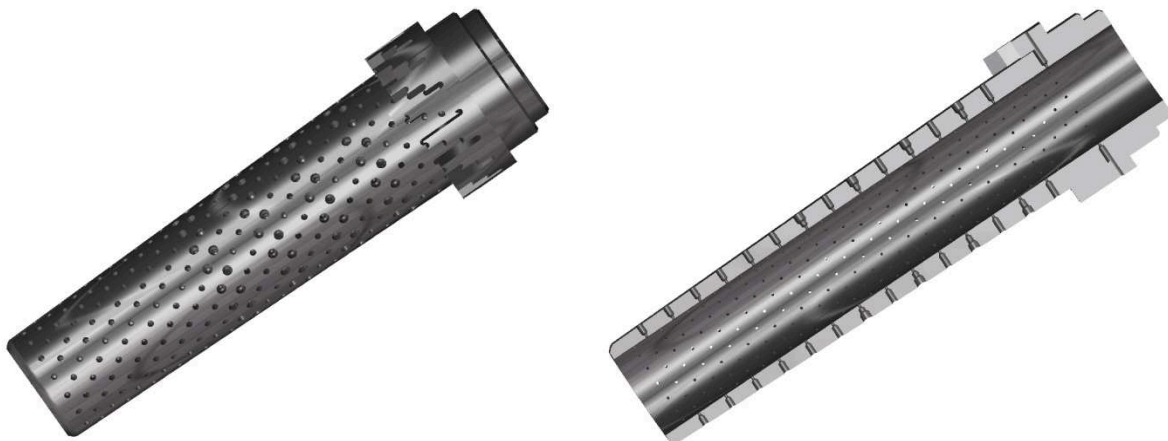
Es stehen zwei unterschiedliche Einzugsschnecken mit einem Durchmesser von jeweils  $70\text{ mm}$  zur Verfügung. Sie besitzen im Bereich der Einfüllzone Langlochbohrungen, die einen zweiten Materialstrom zwischen der Einzugs- und der Plastifizierschnecke ermöglichen. Durch diesen zweiten Materialstrom kann auf eine Abdichtung zwischen der Plastifizier- und der Einzugsschnecke an deren Ende verzichtet werden.

**Tabelle 5-1 Einzugsschnecken geometrien**

	<b>glatt</b>	<b>genutet</b>
Durchmesser	70 mm	70 mm
Gangtiefe	5 mm	5 mm
Gangsteigung	0,8 D	0,6 D
Gangzahl	2-gängig	2-gängig
Länge	520 mm	480 mm

Die Einzugszone hat eine Länge von  $3,7 D$  und besitzt  $14$  Nuten mit einer Breite von  $8\text{ mm}$  und einer auslaufenden Tiefe von  $3\text{ mm}$ . Nach der Überführung des Feststoffes von der Einzugs- auf die Plastifizierschnecke dient die  $3 D$  lange Übergangszone zum zusätzlichen Druckaufbau und somit zur Entlastung der Nutbuchse.

Im Anschluss an die Übergangszone erfolgt die Feststoff/Schmelze-Trennung durch die bereits im *S-Truder* eingesetzte Plastifizierhülse. Sie besitzt eine Länge von  $7 D$  und führt die Schmelze über Bohrungen in den äußeren Ringspalt ab (Abbildung 5-2).



**Abbildung 5-2 Modellhafte Abbildung der Feststoff/Schmelze-Trennung**

Am Ende des Ringspalttes strömt die Schmelze zurück auf die Plastifizierschnecke, wo sie im Anschluss mittels eines dynamisch oder statisch arbeitenden Mischers homogenisiert wird. Als Werkzeug dient eine Druckdrossel, deren Druckverlust über die Größe des Drosselspalttes verändert werden kann.



Angetrieben werden beide Schnecken über ein modifiziertes Mehr-Motoren Antriebskonzept [WK02]. Dabei treiben drei Motoren über eine Getriebestufe die Plastifizierschnecke und ein Motor über eine separate Getriebestufe die Einzugsschnecke an.

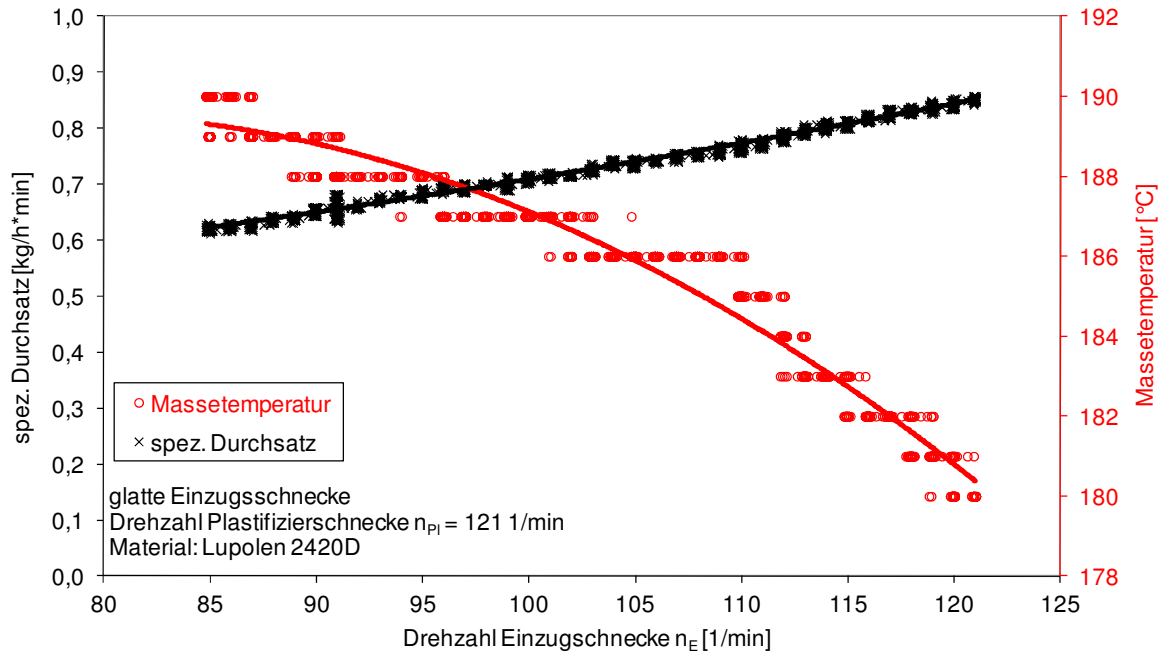
Für die in den folgenden Kapiteln dargestellten Versuchsreihen werden die in Tabelle 5-2 aufgelisteten Materialien verwendet.

**Tabelle 5-2 Versuchsmaterialien**

Handelsname	Typ	Dichte [g/cm <sup>3</sup> ]	MFR [°C/kg]	Anwendungsbereich
<i>Lupolen 2420 D</i>	PE-LD	0,923	0,25 g (190 /2,16)	Flach und Blas- folienextrusion
<i>Lupolen 3010 D</i>	PE-LD	0,927	0,3 (190/2,16)	Blasfolienextrusion
<i>Dowlex NG5056G</i>	PE-LLD	0,919	1,1 g (190/2,16)	Blasfolienextrusion
<i>Eltex TUB 121 N2025</i>	PE 100	0,959	0,45 (190/5)	Rohrextrusion
<i>HC 205 TF</i>	PP- Homopolymer	0,905	4 (230/2,16)	Thermoformen

## 5.2 Fördercharakteristik und Betriebsverhalten

In Abbildung 5-3 ist der Einfluss der Einzugsschneckendrehzahl ( $n_E$ ) auf den spezifischen Durchsatz und die Schmelzetemperatur dargestellt. Bei diesem Versuch wird die Drehzahl der Plastifizierschnecke ( $n_{PL}$ ) konstant gehalten und die Drehzahl der Einzugsschnecke schrittweise erhöht. In diesem ausgewählten Betriebspunkt kann die Schmelzetemperatur durch eine 33 prozentige Erhöhung des spezifischen Durchsatzes um 10 °C gesenkt werden. Zunächst wird das Betriebsverhalten der beiden Einzugsschneckengeometrien untersucht. Als Versuchsmaterial dient ein PE-LD des Typs *Lupolen 2420D* der Fa. *Basell*. Es wird bei allen Versuchen angestrebt, den Plastifizier- und Mischvorgang mit einer möglichst geringen Drehzahl der Plastifizierschnecke zu erreichen, um die eingebrachte Dissipation im Hinblick auf die Einhaltung der zulässigen Schmelzetemperatur zu begrenzen.



**Abbildung 5-3 Einfluss der Einzugsschneckendrehzahl auf den spez. Durchsatz und die Schmelzetemperatur**

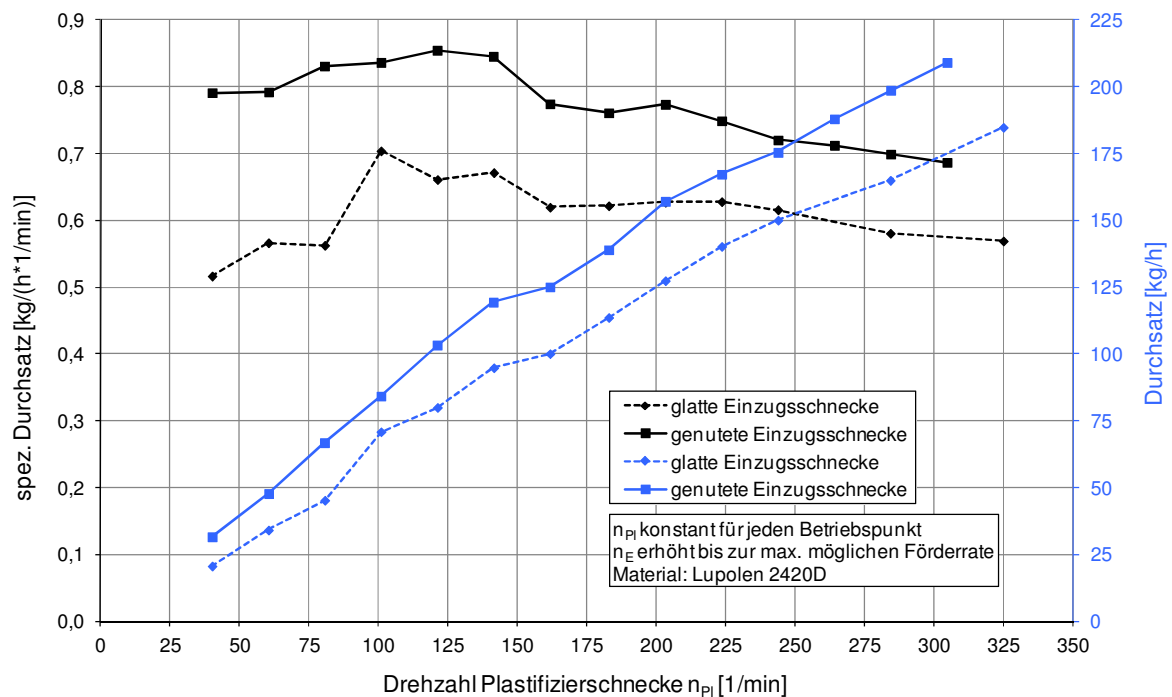
Dazu muss im Gegenzug die Drehzahl der Einzugsschnecke soweit erhöht werden, dass der geforderte Massedurchsatz erzielt wird. In Abbildung 5-4 sind dazu die erreichten Massedurchsätze und spezifischen Durchsätze in Abhängigkeit der Drehzahl der Plastifizierschnecke dargestellt.

### 5.3 Durchsatz- und Schmelzetemperaturentwicklung

Die Versuche werden dabei jeweils so durchgeführt, dass die Einzugsschneckendrehzahl bei konstanten Drehzahlen der Plastifizierschnecke in verschiedenen Betriebspunkten bis zu einer verfahrenstechnisch maximalen Grenze erhöht wird. Worin diese Grenze besteht, wird im weiteren Verlauf für spezifische Betriebspunkte erläutert. Alle nachfolgenden Versuchsreihen werden, sofern nicht ein explizierter Hinweis erfolgt, mit einem 4-fachen Wendelschermischteil ( $6D$ ) durchgeführt.

Durch die größere Gangsteigung besitzt die glatt ausgeführte Einzugsschnecke konstruktiv einen höheren spezifischen Durchsatz als die genutete. Der erreichbare Durchsatz bei Verwendung der innen genuteten Einzugsschnecke liegt jedoch in allen Betriebspunkten verglichen zur innen glatten Einzugsschnecke höher. Zum einen begründet sich dieser Unterschied im höheren spezifischen Durchsatz der Plastifizierschnecke, da sich das Volumen zwischen beiden Schnecken aufgrund der Nuten erhöht. Dieser Effekt wirkt sich jedoch nur im unteren Drehzahlbereich der

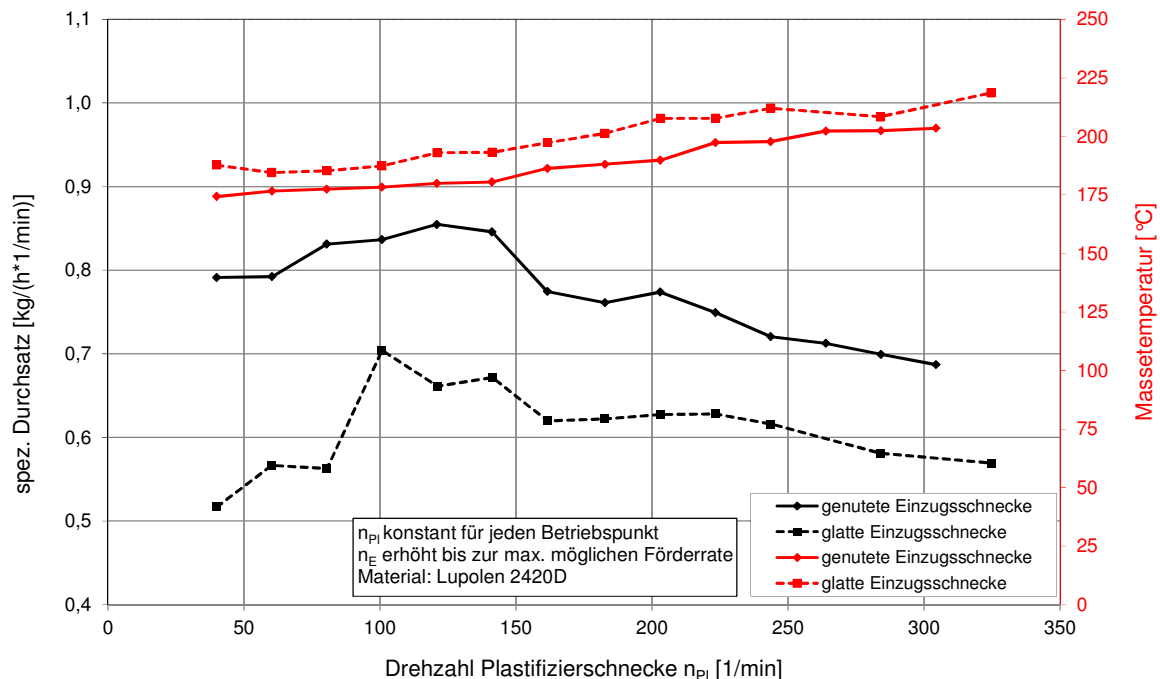
Einzugsschnecke aus, da mit geringerer Drehzahldifferenz beider Schnecken der spezifische Durchsatz bis auf null abfällt ( $n_E = n_{PI}$ ).



**Abbildung 5-4 Plastifizierleistung in Abhängigkeit der Einzugsschneckengeometrien**

Des Weiteren kann die Drehzahl der genuteten Einzugsschnecke bis zu einem Verhältnis  $n_V = n_{PI}/n_E$  von 1 wesentlich weiter gesteigert werden als mit der glatten Ausführung. Der unstetige Verlauf des spezifischen Durchsatzes (glatte Ausführung) im unteren Drehzahlbereich wird durch das begrenzte Drehmoment des Antriebs verursacht. Der höhere spezifische Durchsatz der glatten Einzugsschnecke in Verbindung mit den niedrigen Granulattemperaturen bei geringer Drehzahl begrenzt eine Drehzahlerhöhung. Des Weiteren zeigen die Versuche, dass das Drehmoment der glatten Einzugsschnecke bei einem Drehzahlverhältnis von ca.  $n_V = 1,3$  sprunghaft über das maximal zur Verfügung stehende Drehmoment des Antriebs ansteigt. Der Grund dafür wird in dem engen Übergangsbereich zwischen der Einzugs- und der Plastifizierschnecke vermutet. Ab einem materialabhängigen Drehzahlverhältnis übersteigt demnach der spezifische Durchsatz der Einzugsschnecke das Aufnahmevermögen der Plastifizierschnecke. Die kürzer ausgeführte genutete Einzugsschnecke fördert den Feststoffstrom innerhalb eines größeren Bereiches auf die Plastifizierschnecke. Zusätzlich erzeugen die Nuten auf der Innenkontur eine höhere Reibung zwischen dem Material und den beiden Schnecken, was sich vorteilhaft auf das begrenzt zu Verfügung stehende Drehmoment der Einzugsschnecke auswirkt. Die Plastifizierschnecke schleppt die Einzugsschnecke in begrenztem Maß mit, was wiederum zu einer Verringerung des notwendigen Drehmomentes der Einzugsschnecke führt. Aus diesem Grund wird für alle weiteren Versuche ausschließlich die genutete Einzugsschnecke verwendet.

Wie Abbildung 5-5 zeigt, fällt der spezifische Durchsatz der genuteten Einzugschnecke ab einer Drehzahl der Plastifizierschnecke von etwa 140 deutlich ab. Grund dafür ist die Überschreitung der maximal zulässigen Temperatur in der Einzugszone. Während bis zu diesem Betriebspunkt ein Drehzahlverhältnis ( $n_V$ ) von fast 1 erreicht werden kann, muss dieses im weiteren Verlauf bis auf  $n_V=0,78$  abgesenkt werden, um ein Aufschmelzen des Materials in der luftgeköhlten Einzugszone zu verhindern.



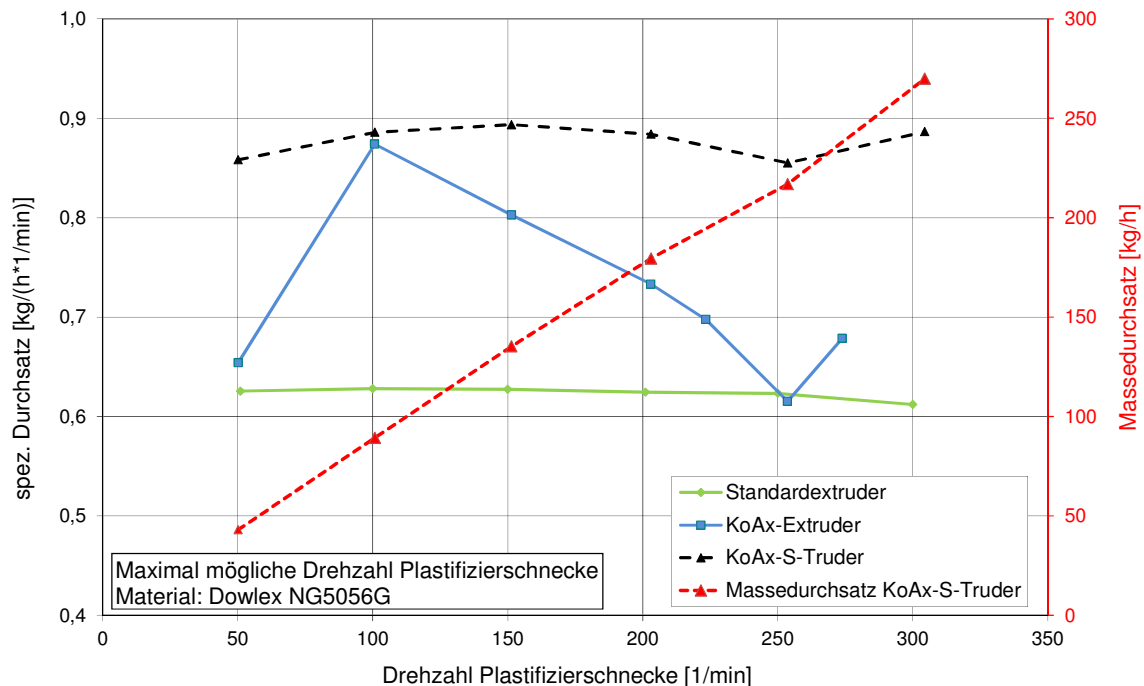
**Abbildung 5-5 Spezifischer Durchsatz und Massetemperaturen in Abhängigkeit der Einzugschnecken-geometrien**

Mit dem Abfall des spezifischen Durchsatzes geht somit ein Anstieg der Schmelzetemperatur einher, der jedoch auch bei einer Drehzahl der Plastifizierschnecke von 300 1/min unterhalb der maximal zulässigen Grenze liegt.

Wie in Abbildung 5-4 und Abbildung 5-5 deutlich wird, gelingt es im realisierten Prototyp nicht, den spezifischen Durchsatz für das verwendete *PE-LD* mit steigender Schneckendrehzahl aufrecht zu halten. Der Einsatz einer modifizierten Einzugszone oder ein umgestalteter Nutenauslauf und Durchmesserübergang würden es jedoch aller Voraussicht nach erlauben, die Plastifizierleistung des Systems weiter zu erhöhen. Alternativ dazu kann durch den Einsatz einer wassergekühlten Einzugszone der Temperaturentwicklung entgegengewirkt werden, wodurch sich jedoch die Energieeffizienz des Extruders verschlechtert. Gestützt wird die These durch Versuche mit einem zweiten Material, einem *PE-LLD* vom Typ *DOWLEX NG5056G* in Abbildung 5-6.

Hier gelingt es im gesamten untersuchten Drehzahlbereich, die Einzugschnecken-drehzahl bis zu einem Verhältnis von  $n_V=0,9$  zur Plastifizierschnecken-drehzahl zu

erhöhen. Die Temperatur in der Einzugszone bleibt dabei deutlich unterhalb der Aufschmelztemperatur des Materials, wodurch, abgesehen von Schwankungen, ein nahezu konstanter spezifischer Durchsatz bei konstantem Gegendruck von 160 bar erreicht wird.

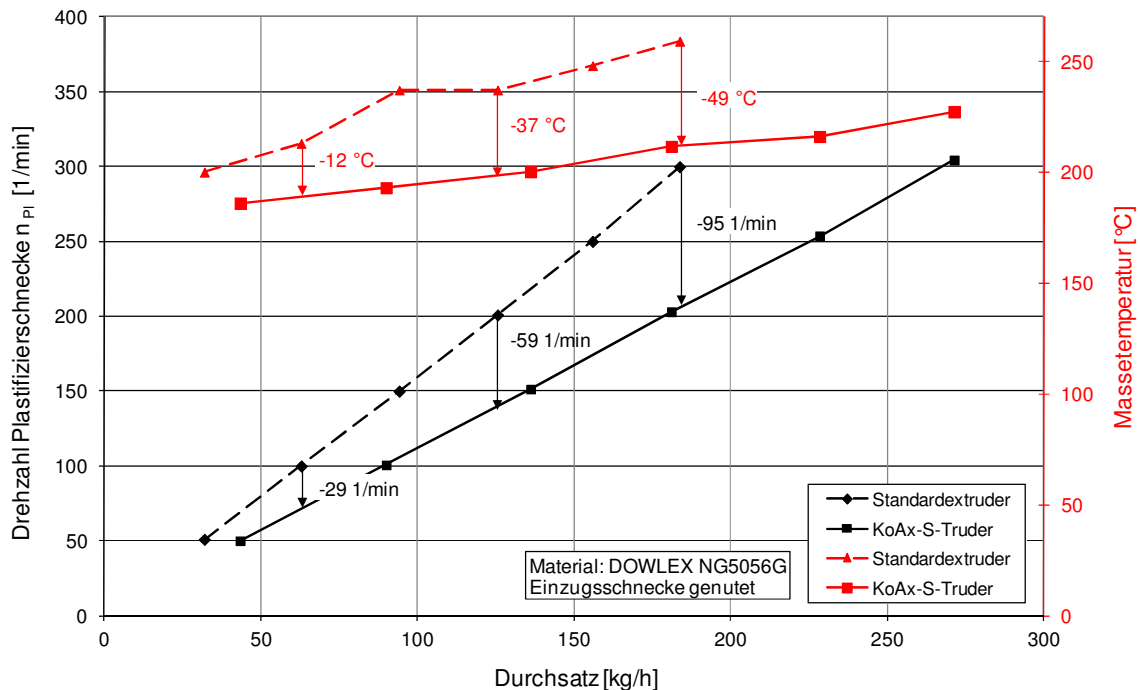


**Abbildung 5-6 Spezifischer Durchsatz verschiedener Extrudertypen**

Im Vergleich werden die Ergebnisse früherer Arbeiten mit dem *KoAx-Extruder* ohne Feststoff/Schmelze-Trennung und einem 24 D Standardextruder (50 mm, Barrierschnecke) dargestellt [Ra08]. Bereits mit dem *KoAx-Extruder* kann der spezifische Durchsatz im Vergleich zum Einschneckenextruder in Abhängigkeit des Betriebspunktes um bis zu 35 % angehoben werden. Während jedoch ein Abfall des spezifischen Durchsatzes mit Anstieg der Plastifizierschneckendrehzahl beobachtet wird, gelingt es nunmehr die Steigerung des spezifischen Durchsatzes von 35 % über den gesamten Drehzahlbereich aufrecht zu erhalten. Dies ist insbesondere von Interesse, als dass der spezifische Durchsatz deutlich größer ist, als bei der Auslegung der Plastifizierhülse von Kaczmarek [Ka04] angenommen.

In Abbildung 5-7 sind die Drehzahlen der Plastifizierschnecken sowie die Massetemperaturen des *KoAx-S-Truders* und des Standardextruders in Abhängigkeit des Massedurchsatzes für einen konstanten Gegendruck von 160 bar vergleichend dargestellt. Die Plastifizierschnecken beider Systeme sind dabei ursprünglich für gleiche spezifische Durchsätze ausgelegt. Es wird deutlich, dass die Drehzahl der Plastifizierschnecke bei gleichem Durchsatz zum Standardextruder stark verringert werden kann. Für einen Durchsatz von 183 kg/h ist eine Reduzierung der

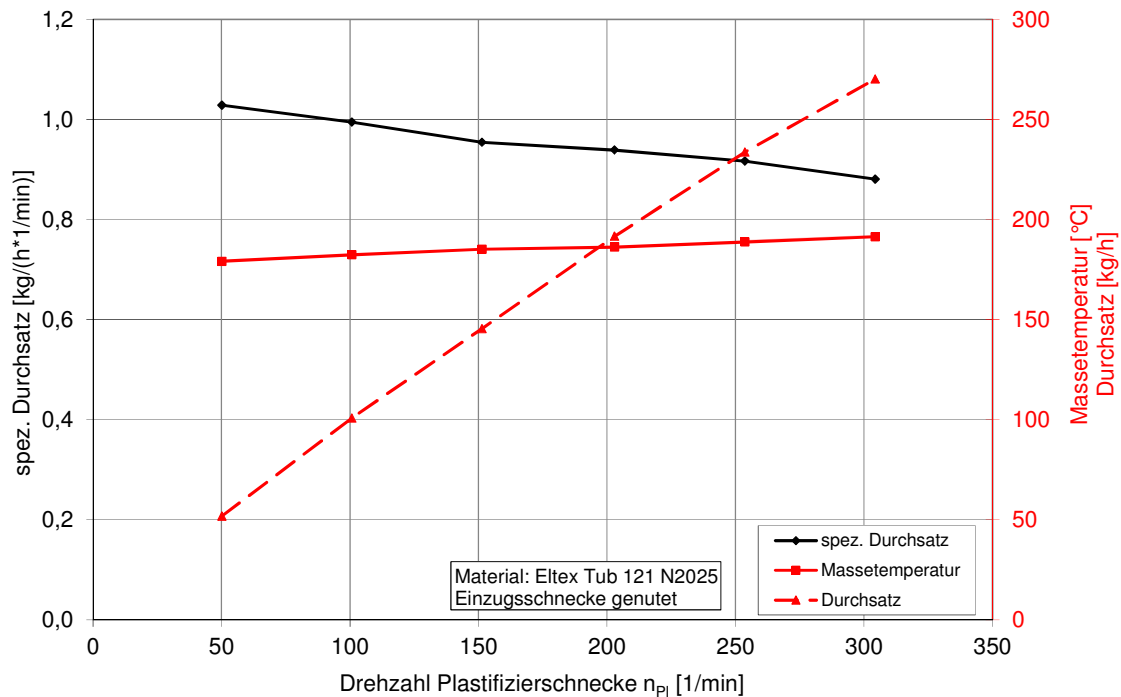
Plastifizierschneckendrehzahl von bis zu  $95 \text{ 1/min}$  möglich, was einer Abnahme von über  $30 \%$  entspricht. Gleichzeitig sinken die Massetemperaturen in Folge der erhöhten spezifischen Durchsätze und der geringeren Dissipationsleistung bei niedrigeren Schneckendrehzahlen. Der höhere spezifische Durchsatz wird dabei durch die Zwangsförderung der Einzugsschnecke erreicht.



**Abbildung 5-7 Vergleich KoAx-S-Truder mit einem Standardextruder**

Trotz dieser Voraussetzungen kann auch hier ein Anstieg der Massetemperatur mit steigender Plastifizierschneckendrehzahl nicht verhindert werden. Dazu wäre eine Anhebung mit steigender Drehzahl der Plastifizierschnecke notwendig, was mit dem gegenwärtigen Design der Einzugsschnecke nicht möglich ist.

Abschließend werden Versuche mit einem hochmolekularen *PE100* durchgeführt. Das verwendete *Eltex Tub 121 N2025* wird in der Produktion von druckbelasteten Rohren mit großen Durchmessern eingesetzt und weist in der Verarbeitung eine hohe Viskosität aus. Dennoch kann das Material ohne Einschränkung bis in den maximalen Drehzahlbereich verarbeitet werden. Unter einem Abfall des spezifischen Durchsatzes von etwa  $10 \%$  kann ein maximaler Durchsatz von  $270 \text{ kg/h}$  bei einem Gegendruck von  $165 \text{ bar}$  erzielt werden. Die Schmelztemperatur liegt dabei unterhalb von  $200 \text{ °C}$ , wodurch eine weitere Steigerung der Schneckendrehzahlen mit einem geeigneten Antriebskonzept möglich wäre.

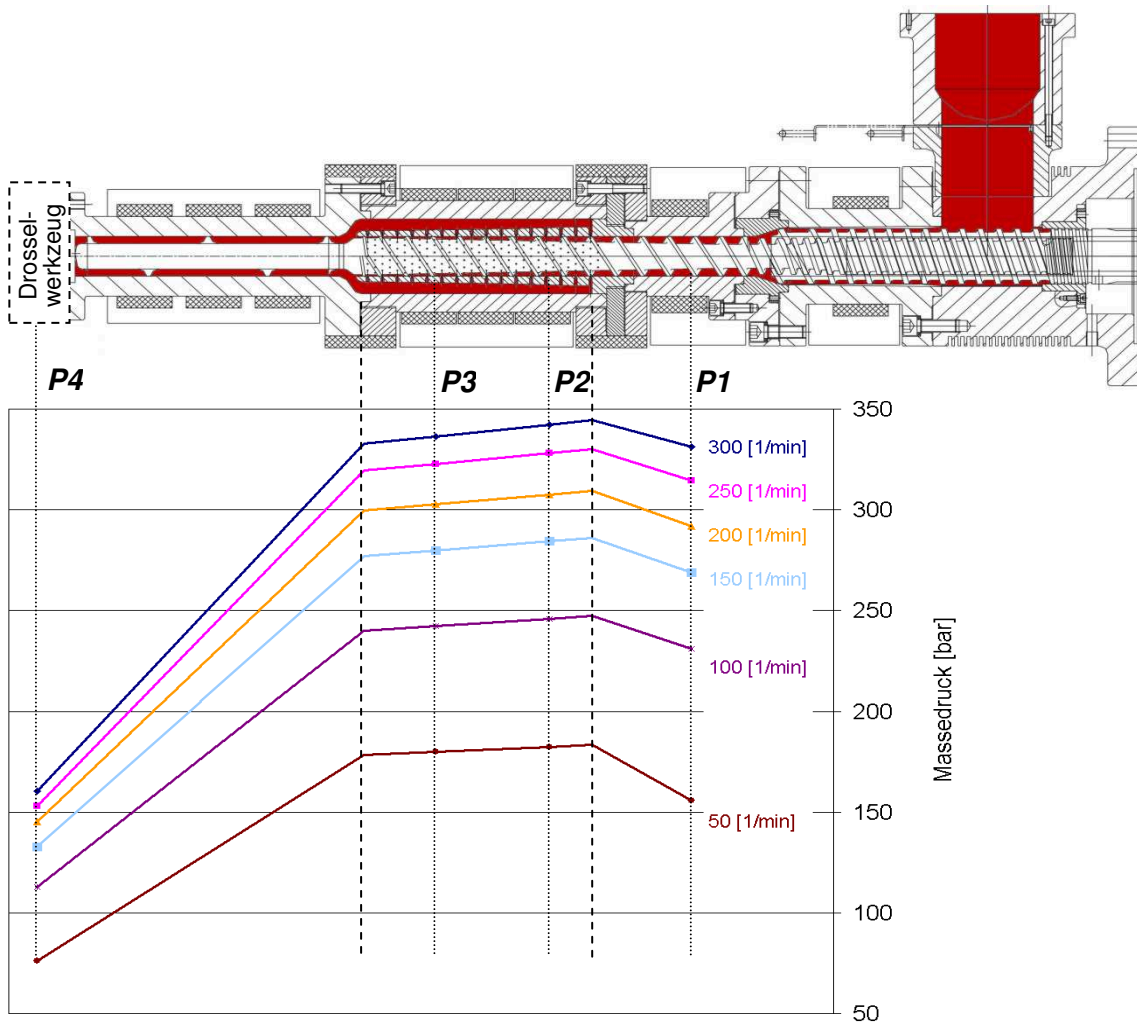
Abbildung 5-8 Extrusionsversuche *Eltex Tub 121 N2025 (PE100)*

## 5.4 Druckaufbauverhalten

Hinsichtlich des Druckverhaltens des *KoAx-S-Truders* werden die Messdaten an vier Messpunkten bei unterschiedlichen Durchsätzen ausgewertet. Der Messpunkt *P1* liegt axial mittig in der Übergangszone und gibt Aufschluss darüber, welches Druckniveau durch die Einzugszone erzeugt wird. Die Messpunkte *P2* und *P3* befinden sich im äußeren Ringspalt der Plastifizierzone. Der Messpunkt *P4* befindet sich am Einlauf des Drosselwerkzeuges und gibt demnach dessen eingestellten Druckverlust wieder. Zwischen den Messpunkten wird vereinfachend eine lineare Interpolation vorgenommen. Qualitativ unterscheiden sich die Druckverläufe in Abhängigkeit der Einzugsschnecken nicht voneinander, weshalb in der nachfolgenden Abbildung lediglich das Druckverhalten bei Verwendung der genuteten Einzugsschnecke dargestellt ist.

Der Drosselspalt wird bei einer Drehzahl von *50 1/min* und einem Durchsatz von *40 kg/h* auf *75 bar* eingestellt und bleibt im weiteren Verlauf der Versuche unverändert. Der spez. Durchsatz wird über den gesamten Drehzahlbereich mit Hilfe der Einzugsschnecke nahezu konstant gehalten. Somit sind Änderungen des Gegendrucks *P4* lediglich auf die steigenden Durchsätze und die Änderung der Viskosität mit höherer Schneckendrehzahl zurückzuführen. Zur Homogenisierung wird auch in dieser Versuchsreihe das dynamisch arbeitende Wendelschermischteil eingesetzt.

Vergleicht man die Druckverläufe in Abbildung 5-9 zunächst rein qualitativ, so ist ein gleichmäßiger Druckanstieg an allen Messstellen in Abhängigkeit der Plastifizierschneckendrehzahl bzw. des Massedurchsatzes festzustellen. Der Druckaufbau findet im Wesentlichen in der genuteten Einzugszone statt. In der Übergangszone wird, wie bei der Auslegung gefordert, der Druck weiter aufgebaut.

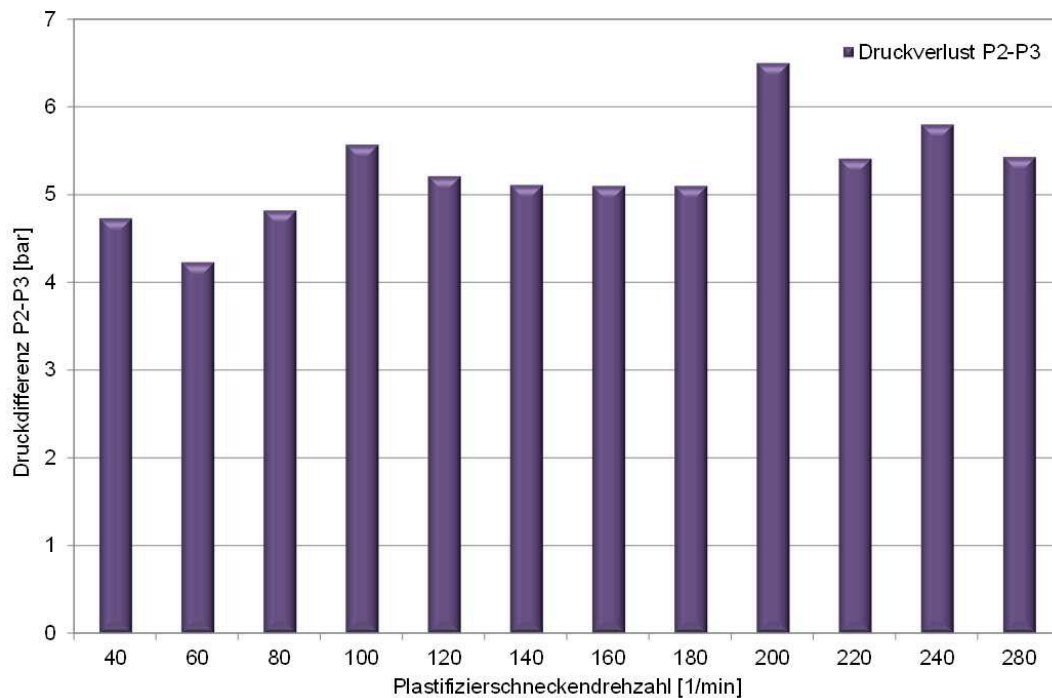


**Abbildung 5-9** Druckverhalten *KoAx-S-Truder (Lupolen 2420D)*

In der Abbildung 5-10 ist die Druckdifferenz aus den Messwerten  $P_2$  und  $P_3$  dargestellt. Grundsätzlich ergibt sich im gesamten Drehzahlbereich eine positive Druckdifferenz.

In [Ka04] ergibt die Interpretation der Druckmessungen die Vermutung einer Rückströmung im Ringspalt, welche in allen vorliegenden Versuchsreihen nicht bestätigt werden kann. Die Druckdifferenzen variieren um einen Mittelwert von 5,12 bar. Sowohl die Größe der Druckdifferenzen als auch ihre Lage im Bezug zum arithmetischen Mittelwert ergeben kein eindeutiges Bild.





**Abbildung 5-10 Druckdifferenz im Ringspalt**

Die Druckdifferenz zwischen beiden Messstellen ermöglicht weiterhin Rückschlüsse auf den Aufschmelzverlauf entlang der Plastifizierhülse. Tendenziell ist ein leichter Anstieg der Druckdifferenz mit steigender Plastifizierschneckendrehzahl zu erkennen. Ob dieses Verhalten auf ein verändertes Aufschmelzverhalten zurückgeführt werden kann, ist auch vor dem Hintergrund der Messgenauigkeit der eingesetzten Sensoren jedoch fraglich. Weitere Untersuchungen zu dieser Thematik werden im weiteren Verlauf dieser Arbeit vorgestellt.

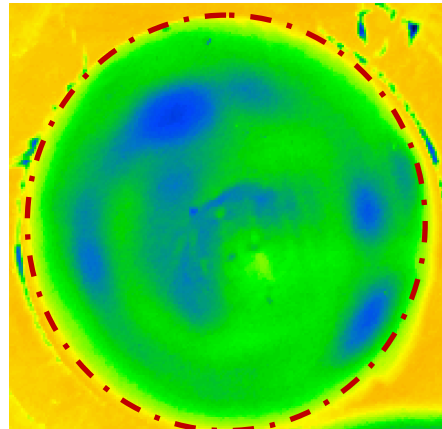
## 5.5 Stoffliche und thermische Homogenitätsuntersuchung

Zur Beurteilung der stofflichen und thermischen Schmelzehomogenität werden sowohl Dünnschnitte des an der Düse austretenden Extrudates angefertigt als auch optische Auswertungen mittels eines thermografischen Kamerasystems vorgenommen.

Die Beurteilung der stofflichen Homogenität erfolgt dabei an Hand der Verteilung eines Farbmasterbatches der Fa. *Schulmann Plastics GmbH* innerhalb von Dünnschnitten des extrudierten Schmelzestranges. Dazu wird ein rußhaltiges Masterbatch *Black 1420* mit einem Anteil von 2,5 % einem *PE-LD* in Granulatform zugegeben. Es wird jeweils eine Probe bei Durchsätzen von 50 kg/h und 100 kg/h bei Plastifizierschneckendrehzahlen von 100 1/min respektive 160 1/min entnommen.

Zur Beurteilung der Temperaturverteilung innerhalb des austretenden Schmelzestranges wird erstmalig ein optisches Thermografie-Kamerasystem *Jade III* der *Infratec GmbH* eingesetzt. Um den Austrittsquerschnitt in einer möglichst hohen Auflösung innerhalb des

Fokusbereiches erfassen zu können, wird die Kamera in einem Abstand von  $0,5\text{ m}$  vor der Düse aufgestellt, so dass Aufnahmen senkrecht zur Schnittfläche möglich sind.

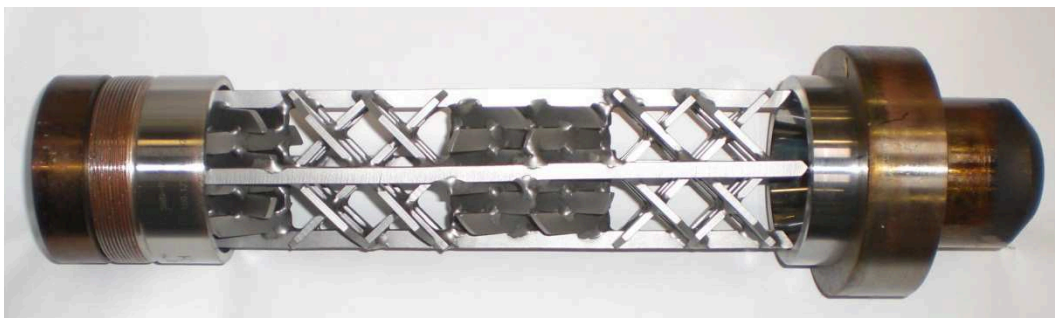


**Abbildung 5-11** Wärmebild eines austretenden Schmelzestranges

Die Aufnahme der Videosequenzen erfolgt mit der maximalen Frequenz von  $175\text{ Hz}$ . Die Auflösung des gesamten oberhalb dargestellten Bildausschnittes beträgt in Abhängigkeit der Messfrequenz maximal  $320 \times 240\text{ Pixel}$ .

### 5.5.1 Statikmischer

Zum Einsatz kommt in der Homogenisierungszone  $d$  (vgl. Abbildung 5-1) ein statisch arbeitender Mischer der Fa. *Sulzer* mit 4 Mischelementen. Durch die wechselweise Anordnung von links- und rechtsgängigen Mischelementen erzielen diese Mischer eine Rotationsrichtungsumkehr bei gleichzeitiger Stromteilung.



**Abbildung 5-12** 4-fach Mischer *Sulzer SMB-R* [Sco08]

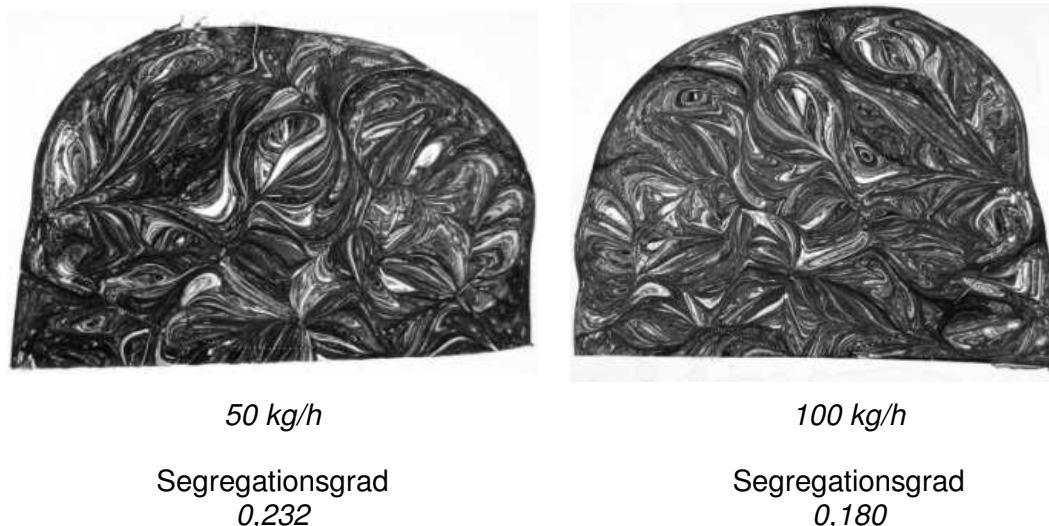
Die Mischgüte lässt sich theoretisch über die Schichtenanzahl und die Schichtendicke beschreiben, die sich durch die kontinuierliche Stromteilung ergibt. Dabei beträgt die Schichtenanzahl  $2^n$ , wobei  $n$  die Anzahl der eingesetzten Mischelemente darstellt, und die Schichtdicke durch  $D/2^n$  ( $D$ =Durchmesser) beschrieben werden kann [Sc04].

In der Abbildung 5-13 sind die Aufnahmen der Dünnschnitte bei den jeweiligen untersuchten Durchsätzen dargestellt. In [PK86] wird eine statistische Auswertung der Verteilung dieser Grauwerte in den einzelnen Bildpunkten als Grauwertanalyse zur

Bildung einer Mischgütekennzahl eingeführt. In diesem Zusammenhang wird diese Kennzahl als Segregationsgrad nach *Danckwerts* definiert. Der Segregationsgrad  $\sigma$  bildet sich aus Mittelwert  $\bar{C}$  und der Standardabweichung  $S$ , jeweils auf die Bandbreite  $B$  der auftretenden Grauwerte bezogen, nach Gleichung 5-1.

$$\frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} = \frac{S^2}{\bar{C} * (1 - \bar{C})} \quad \text{Gl. 5-1}$$

Eine gute Durchmischung liegt demnach in der Größenordnung um  $0,035$  vor, während ein Beispiel für eine schlechte Verteilung um einen Wert von  $0,185$  und höher schwankt. Im Allgemeinen gibt ein niedriger Segregationsgrad immer einen Hinweis auf eine gute Durchmischung, wobei ein Wert von „ $0$ “ eine vollständige Durchmischung und ein Wert von „ $1$ “ keine Durchmischung charakterisiert.



**Abbildung 5-13 Dünnschnitte unter Verwendung des statisch arbeitenden Mischers**

Die optische Beurteilung und die ermittelten Segregationswerte belegen eine schlechte stoffliche Homogenität der Schmelze. Durch die frühe Abführung der Schmelze von der Schnecke genügt die anschließende 4-fache Ausführung des statisch arbeitenden Mischers nicht dem Qualitätsanspruch einer stofflich homogenen Schmelze. Zur Verbesserung letzterer ist eine Verlängerung auf eine 6- bzw. 8-fache Ausführung notwendig. Die geringfügig verbesserte Homogenität bei doppeltem Durchsatz von  $100 \text{ kg/h}$  wird auf die höheren Schergeschwindigkeiten bei der Schmelzefilmbildung und insbesondere beim Durchfließen der Bohrungen in der Plastifizierhülse zurückgeführt. Die Schichtbildung des statisch arbeitenden Mischers ist unabhängig vom Durchsatz gleich, so dass sich die Homogenität bei laminare Strömung nicht wesentlich verändert.

Die Auswertung der stofflichen Homogenität wird auch durch die Temperaturverteilung im Querschnitt des Extrudates bestätigt (Abbildung 5-14). Die Temperaturspanne von etwa

23 °C belegt wiederum die schlechte Homogenisierleistung des statisch arbeitenden Mixers. Während die Randbereiche durch die Zylindertemperierung (180 °C) relativ hohe Temperaturen aufweisen, spiegelt der überwiegende Bereich des Querschnitts mit Temperaturen zwischen 157 °C und 165 °C auch optisch die Strömungsvorgänge der statisch arbeitenden Mischelemente wider. Der schlechten Homogenität steht eine relativ geringe Schmelzetemperatur von durchschnittlich 165 °C gegenüber, was grundsätzlich ein positives Merkmal und Beleg für den begrenzten Eintrag an Dissipation ist. Auch bei einer Verdoppelung der Mischelemente wird erwartet, dass die Temperaturen deutlich unterhalb der empfohlenen Schmelzetemperaturen liegen.

Die mittlere Schmelzetemperatur wird hier jedoch nicht als kalorische Größe betrachtet und liefert deshalb nur eingeschränkte Informationen. Um eine repräsentative mittlere Schmelzetemperatur ermitteln zu können, müssen die Messwerte an jedem Messpunkt mit der jeweiligen Strömungsgeschwindigkeit gekoppelt werden. Dadurch wäre letztlich die Verknüpfung der inneren Energie mit der thermodynamischen Zustandsgröße der Stoffmenge möglich.

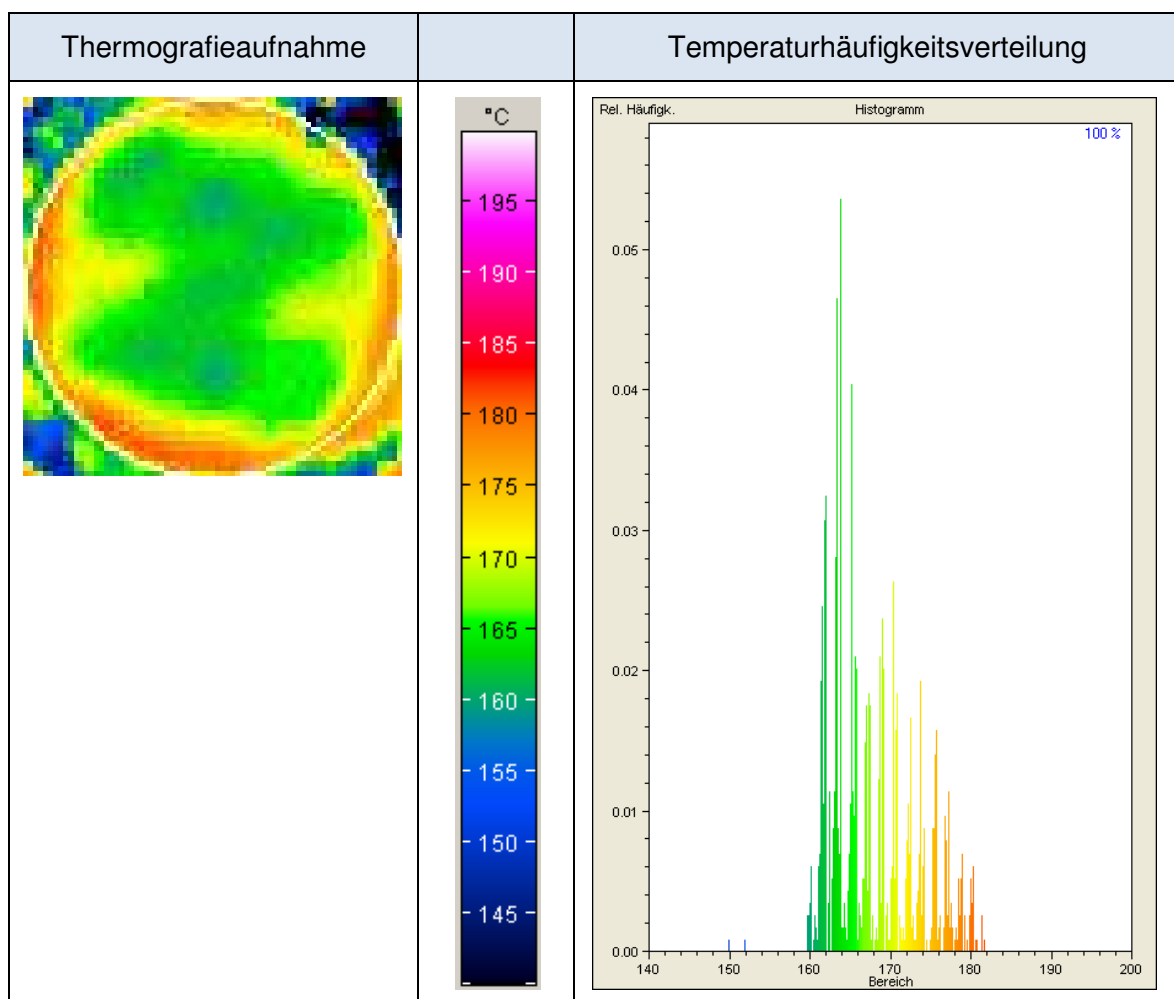
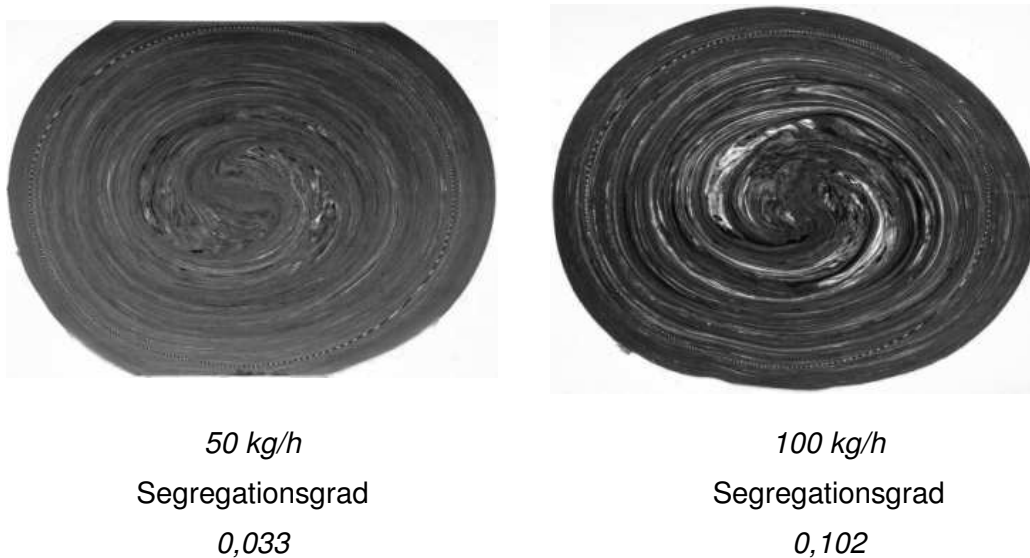


Abbildung 5-14 Temperaturverteilung des statisch arbeitenden Mixers (50 kg/h)

### 5.5.2 Dynamisches Wendelschermischteil

Die stoffliche Homogenität des Wendelschermischteils ist im Vergleich zum statisch arbeitenden Mischer deutlich besser. Bei niedriger Drehzahl von  $50\ 1/min$  belegen die Segregationsgrade in Abbildung 5-15 eine gute Mischung. Bei gesteigerter Drehzahl hingegen nimmt die Homogenität deutlich ab, es sind insbesondere nahe dem Zentrum des Dünnschnittes noch nicht ausreichend homogenisierte Bereiche zu erkennen.



**Abbildung 5-15 Dünnschnitte unter Verwendung des dynamisch arbeitenden Mixchers**

Die Thermografiemessung in Abbildung 5-16 belegt ebenfalls eine gute Homogenität im gesamten Querschnitt der Proben. Die Temperaturbandbreite liegt bei  $15,7\ ^\circ\text{C}$  und ist somit geringer als beim statisch arbeitenden Mischer.

Der Mittelwert aller Proben liegt bei  $200,4\ ^\circ\text{C}$  und somit  $35\ ^\circ\text{C}$  über den Temperaturen des statisch arbeitenden Mixchers. Wie der Druckverlust in Kapitel 5.4 bereits belegt, geht die gute Homogenität mit hoher Dissipationsleistung einher. In diesem Betriebspunkt liegt die Schmelztemperatur im empfohlenen mittleren Bereich, bei maximaler Schneckendrehzahl von  $300\ 1/min$  hingegen an der jeweiligen oberen Grenze. Ein Einsatz des Mixchers mit unveränderter Geometrie erscheint bei Drehzahlen oberhalb der untersuchten Grenze nicht mehr möglich.

Insgesamt zeigt sich jedoch in beiden Auswertungen, dass nur ein dynamisch arbeitender Mischer im untersuchten Drehzahlbereich und innerhalb der betrachteten Verfahrenslänge die notwendige Homogenität erzeugen kann.

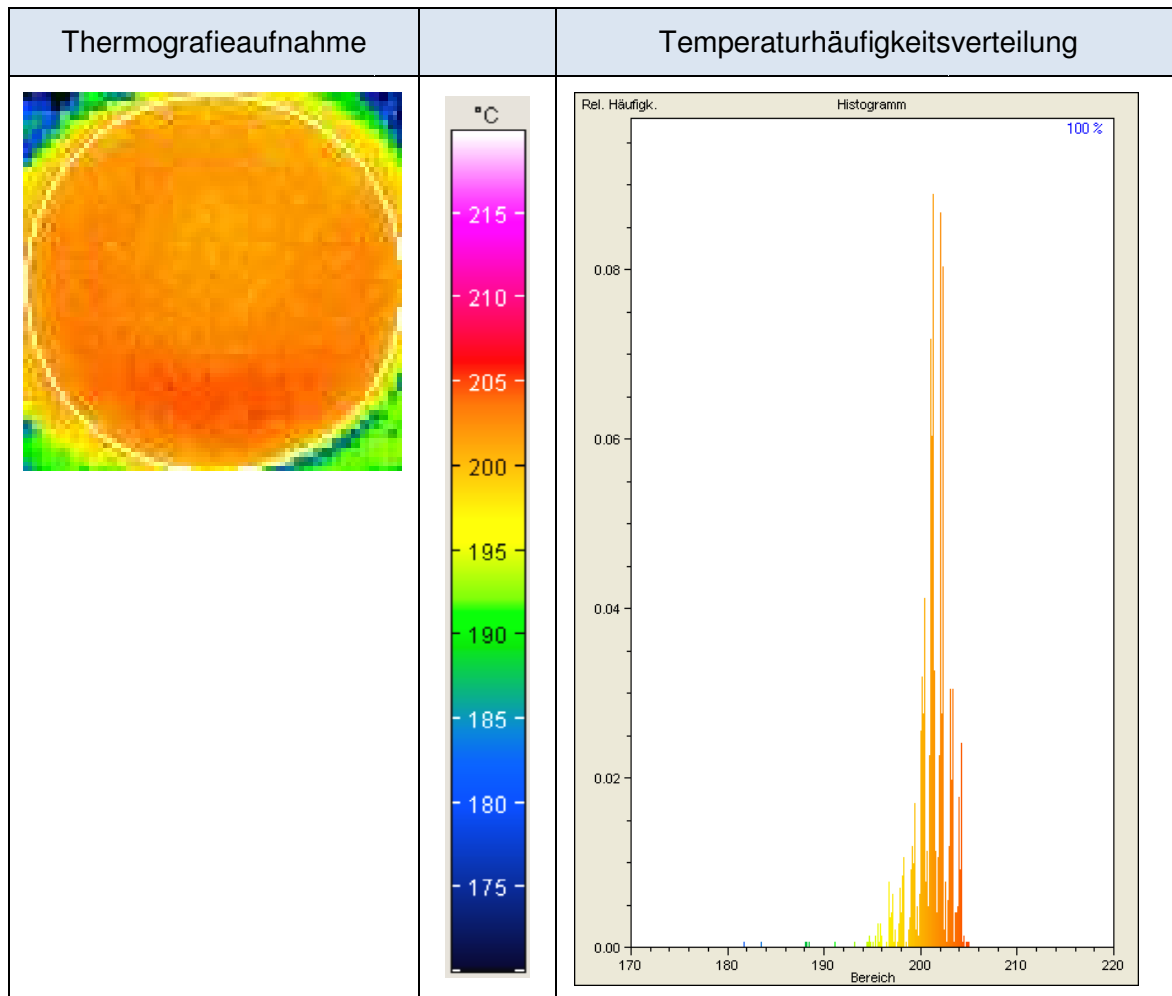


Abbildung 5-16 Temperaturverteilung des Wendelschermischteils (50 kg/h)

## 5.6 Strömungssimulation der Schmelzeabfuhr in den Ringspalt

Zur Analyse des Aufschmelzvorganges innerhalb der Plastifizierhülse werden im Folgenden Ergebnisse numerischer Strömungssimulationen dargestellt. Mehrphasige Strömungsvorgänge unter Berücksichtigung des Phasenübergangs des festen Feststoffbettes in den schmelzförmigen Zustand sind nach heutigem Stand der Technik nicht oder nur unzureichend durch numerische Strömungssimulationen lösbar. Deshalb beschränken sich die folgenden Simulationen auf den Bereich des äußeren Ringspaltes entlang der Plastifizierzone einschließlich der Schmelze abführenden Bohrungen der Plastifizierhülse.

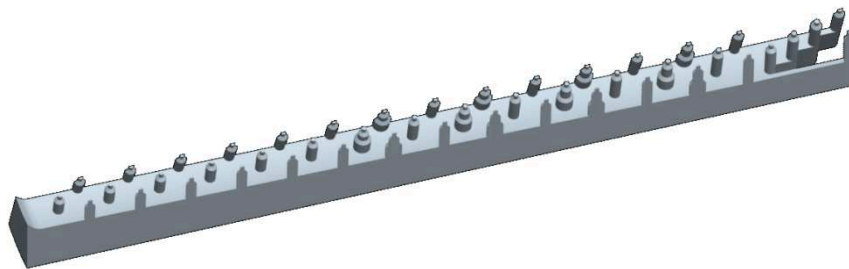
Die nachfolgenden numerischen Strömungssimulationen (*Computational Fluid Dynamics /CFD*) werden mit der Software *Fluent* der Fa. *Ansys Inc.* durchgeführt. Im Anschluss an die Diskretisierung (Vernetzung) der betrachteten Geometrie werden innerhalb der *CFD*-Simulationen für jedes Teilelement analytische Ansätze in Form von *Navier-Stokes-Gleichungen* gelöst. Letztere bestehen aus den Gleichungen zur Massenerhaltung, Energieerhaltung, Impulserhaltung sowie der Zustandsgleichung und

bilden ein System von nichtlinearen partiellen Differentialgleichungen 2. Ordnung, durch die sich nahezu alle Fluide vollständig beschreiben lassen. Ergebnis sind stets Näherungslösungen, die unter anderem von der verwendeten Netzstruktur abhängen.

Die Strömungssimulationssoftware *Fluent* beruht auf dem Prinzip der Finite-Volumen-Methode (*FVM*). Diese Methode ermöglicht die Diskretisierung einer Strömung, indem die Schmelze in  $n$  Volumenelemente zerlegt und mit Hilfe der *Navier-Stokes-Gleichungen* zu jedem Zeitpunkt und Ort definiert wird. Der Unterschied zur *Finite-Elemente-Methode* (*FEM*) besteht in der Mittelung der Variablen über das Volumen. Bei der *FEM* findet hingegen eine Berechnung von Knotenpunkt zu Knotenpunkt statt.

### 5.6.1 Simulationsraum

Zur Minimierung des Rechenaufwandes wird ein Teilausschnitt des Ringspaltes (Abbildung 5-17) ausgewählt, welcher sich in der verwendeten Software *Fluent* der Fa. *Ansys Inc.* beliebig oft duplizieren lässt, so dass über die Symmetriebedingung die Ergebnisse repräsentativ auf die nicht betrachteten Teilstücke übertragbar sind. Es wird im Folgenden ein  $22,5^\circ$  Ausschnitt genutzt, der die sich wiederholende Geometrie im Einlaufbereich beinhaltet und zwei der Bohrungsreihen halbiert. Durch diese Wahl des Simulationsraumes wird ein realitätsgetreues Duplizieren gewährleistet und die sich entwickelnden Strömungsprofile können auf den Symmetrieebenen einfach dargestellt werden.



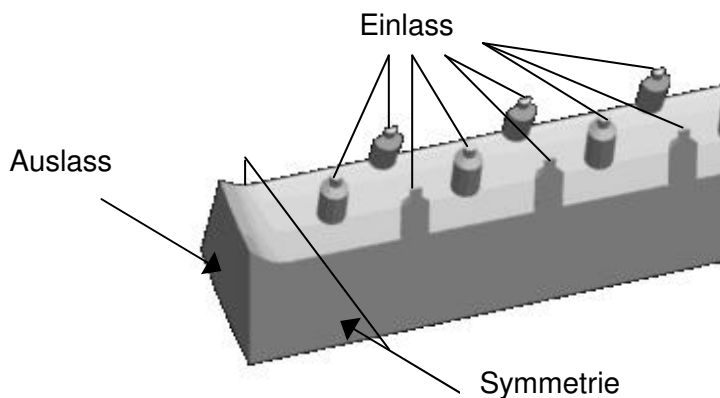
**Abbildung 5-17 Betrachteter Simulationsraum (Schmelzedomäne) → Extrusionsrichtung**

Die Vernetzung erfolgt mit der Software *Gambit* der Fa. *Ansys Inc.* Für die Vernetzung der vorliegenden Geometrie werden Hexaeder-Elemente verwendet, welche in Voruntersuchungen ein gleichmäßiges Netz bilden. Zunächst werden dabei die Kanten mit Maschen versehen, an denen sich die Flächenelemente orientieren. Bei der folgenden Vernetzung wird ein Abstand von  $0,5\text{ mm}$  vorgegeben. Da nicht alle Kanten ein Vielfaches von  $0,5\text{ mm}$  sind, rundet die Software die Abstände, sodass es zu Abweichungen von wenigen Zehntelmillimetern kommen kann. Im Bereich der Einlassbohrungen muss ein kleinerer Maschenabstand gewählt werden, da diese nur einen Durchmesser von  $1,5\text{ mm}$  aufweisen und die Vernetzung ansonsten zu grob wäre. Nach der Flächenvernetzung

erfolgte die Vernetzung des Hauptkörpers mit Volumenelementen mithilfe des *Cooper*-Schemas, welches zur Kategorie der „extrudierten Netze“ zählt. Mit Hilfe des *Cooper*-Schemas wird das zuvor erstellte Flächennetz mit einem Maschenabstand von  $0,5\text{ mm}$  durch den Volumenkörper extrudiert und schließlich auf die gegenüberliegende symmetrische Fläche projiziert. Das entstehende Netz besteht aus insgesamt  $504631$  Elementen.

### 5.6.2 Randbedingungen

Die Bohrungkreisflächen werden als „*Einlass*–“, die Auslassfläche des Ringspaltes als „*Auslass*–“ und die Seitenflächen als „*Symmetrieflächen*“ definiert.



**Abbildung 5-18** Definition der Randbedingungen

Die *Symmetrie*-Randbedingung ermöglicht das zuvor genannte Duplizieren zu einem vollständigen zylindrischen Ringspaltelement und legt gleichzeitig fest, dass in Umfangsrichtung keine Geschwindigkeit vorliegt. Alle übrigen nicht definierten Flächen erhalten die Bedingung „*Wand*“ mit einer Zylindertemperatur von  $190\text{ °C}$  ( $180\text{ °C}$ ,  $170\text{ °C}$ ), wobei die Geschwindigkeit an diesen Flächen gleich  $0$  gesetzt wird.

Es wird im Folgenden eine nicht-*newtonsche*, strukturviskose Strömung im 3-dimensionalen Raum angenommen und mit dem druckbasierten Solver gearbeitet. Bei der Verwendung dieses Solvers ergibt sich das Druckfeld aus der Lösung der Druckgleichung, welche durch die Modifikation der Momenten- und Kontinuitätsgleichung gewonnen wird. Ursprünglich wurde dieser Solver für inkompressible Strömungsprobleme entwickelt und findet daher auch hier Anwendung. Um die Abhängigkeit der Viskosität von der Schergeschwindigkeit beschreiben zu können, wird der Ansatz nach *Carreau* für eine stationäre Scherströmung mit den folgenden Parametern verwendet.

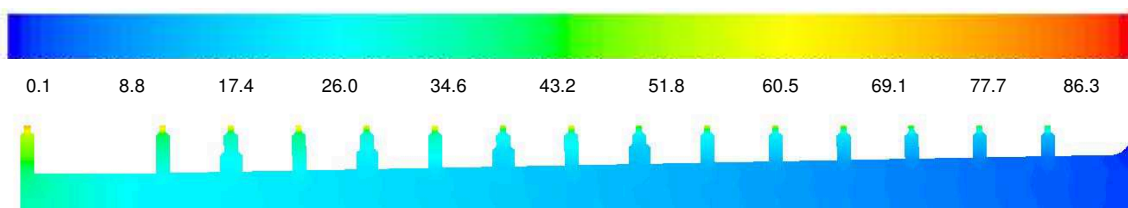


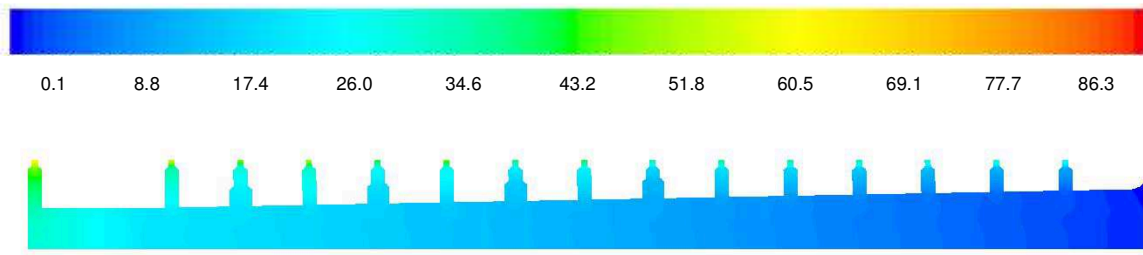
**Tabelle 5-3**      **Materialparameter *Lupolen 2420 D***

Nullviskosität	138114,46 Pas
Reziproke Übergangsgeschwindigkeit	12,60 s
Steigung der Viskositätsfunktion	0,69
Dichte	770 kg/m <sup>3</sup>
Wärmeleitfähigkeit	0,25 W/mK
Spezifische Wärmekapazität Schmelze	2900 J/kgK

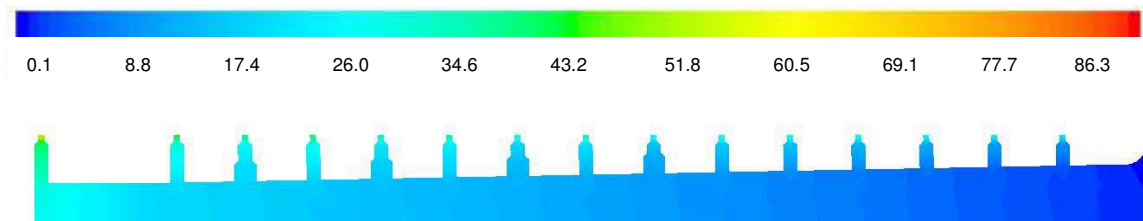
### 5.6.3 Iterative Analyse der Schmelzeverteilung anhand der Druckgradienten im Ringspalt

Primäres Ziel der Simulationen ist in Anlehnung an Ergebnisse aus praktischen Versuchsreihen in Kapitel 5.4 Aufschlüsse über die Schmelzeabfuhr durch die Bohrungsreihen und somit den Aufschmelzverlauf entlang der Schnecke zu erhalten. Dazu wurden während der Versuchsreihen die Massedrucke an zwei Stellen im äußeren Ringspalt gemessen. Über eine iterative Variation der Massedurchsätze entlang der Plastifizierhülse wird dabei der gemessene Druckverlust zwischen beiden Messpunkten als Zielgröße definiert. Zusätzlich wird die Verweilzeit der Schmelze im Ringspalt und der Einfluss der Schererwärmung untersucht. Am Ende des Ringspaltes wird in allen Simulationen ein konstanter Umgebungsdruck angenommen. Dies ist zulässig, da die Auswertung anhand des Druckgradienten im Ringspalt vorgenommen wird, welcher vom Gegendruck unabhängig ist. In Kapitel 5.4 sind die für das hier dargestellte Lupolen 2420 D gemessenen Druckverluste in Abhängigkeit der Drehzahl dargestellt. Im Mittel liegt der Druckverlust bei 5,1 bar. Zu Beginn wird wie von Kaczmarek [Ka04] ein gleichmäßiger Aufschmelzverlauf und somit ein gleichmäßiger Massedurchsatz durch die 512 Bohrungen angenommen. Da die Temperatur der abgeführten Schmelze in diesem Abschnitt des Extruders unbekannt ist, werden die Simulationen zunächst für drei verschiedene Temperaturen (150 °C, 170 °C, 190 °C) und zwei unterschiedliche Massendurchsätze durchgeführt.

**Abbildung 5-19**      **Druckverlauf in bar: Simulation bei 150 °C und 210 kg/h → Extrusionsrichtung**

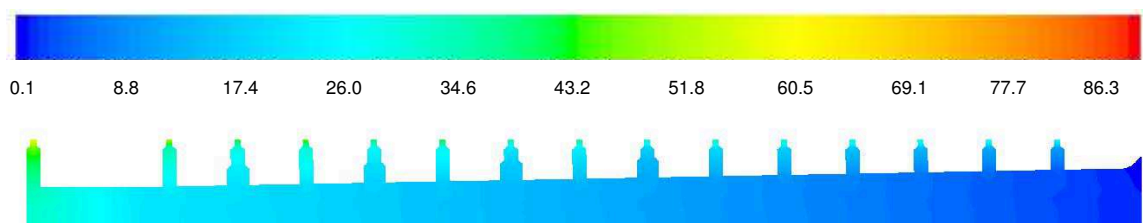


**Abbildung 5-20** Druckverlauf in bar: Simulation bei 170 °C und 210 kg/h → Extrusionsrichtung



**Abbildung 5-21** Druckverlauf in bar: Simulation bei 190 °C und 210 kg/h → Extrusionsrichtung

Für alle Simulationen ist ein gleichmäßiger Druckabfall im Ringspalt zu erkennen. Er ist von der Schmelzetemperatur und der damit zusammenhängenden Viskosität abhängig und beträgt im gesamten Ringspalt zwischen 30 bar und 40 bar. Der Druckverlust zwischen den Messstellen liegt bei 13 bar (150 °C) und 10 bar bei Annahme einer Schmelzetemperatur von 190 °C. Eine Erhöhung des Durchsatzes auf 300 kg/h ergibt grundsätzlich eine plausible Erhöhung der Druckverluste. Bei einer Schmelzetemperatur von 190 °C erhöht sich der Druckverlust im Vergleich zum Durchsatz von 210 kg/h um 10 bar.

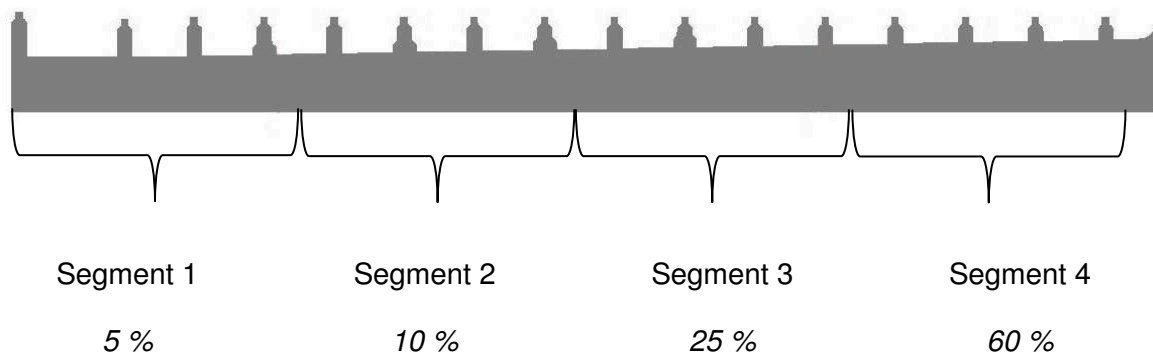


**Abbildung 5-22** Druckverlauf in bar: Simulation bei 190 °C und 300 kg/h → Extrusionsrichtung

Insgesamt liegen die Ergebnisse der simulierten Druckverluste deutlich über den gemessenen Werten von 5 bar, wodurch sich eine gleichmäßige Schmelzeabfuhr entlang der Plastifizierhülse in der Praxis nicht einstellen kann.

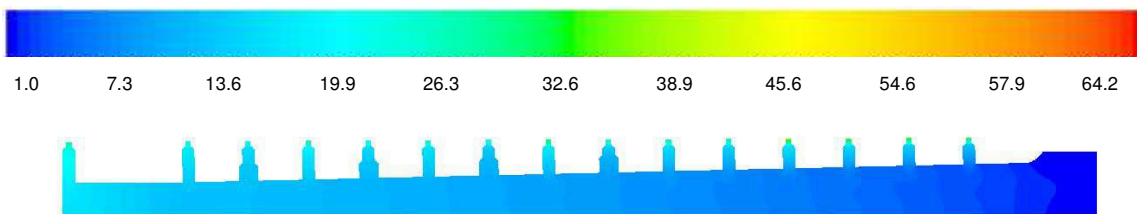
Für weitere Simulationen wird eine Variation der Massedurchsätze in axialer Richtung vorgenommen. Um den zeitlichen Aufwand des Preprocessing zu verringern erfolgt eine gleichmäßige Unterteilung der Plastifizierhülse in vier Segmente. Innerhalb dieser Segmente wird für jede Bohrung ein gleicher Massedurchsatz vorgegeben. Der sich in Summe ergebene Massedurchsatz eines jeden Segmentes wird hingegen variiert. Die

nachfolgende Abbildung 5-23 zeigt beispielhaft die Segmentierung und prozentuale Annahme der Massedurchsatzverteilung.

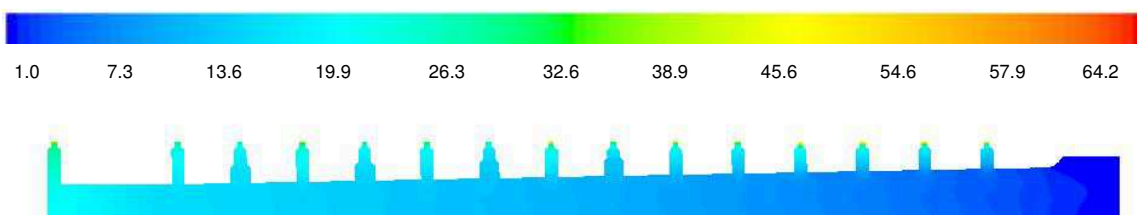


**Abbildung 5-23** Aufteilung des gesamten Massedurchsatzes entlang der Plastifizierhülse  
→Extrusionsrichtung

Nach zahlreichen Iterationsschritten und zusätzlichen Druckmessungen in praktischen Versuchen für Durchsätze von *100* und *185 kg/h* zeigt sich, dass die Schmelzeabfuhr zum Ende der Plastifizierhülse prozentual stark ansteigen muss. In beiden untersuchten Betriebspunkten ergibt eine Massedurchsatzverteilung von *5 %*, *10 %*, *25 %*, *60 %* übereinstimmende Ergebnisse mit den Druckmessungen aus den praktischen Untersuchungen. Für einen Massedurchsatz von *100 kg/h* ergibt sich ein Druckverlust zwischen den beiden Messstellen von *5,1 bar*, respektive *6,5 bar* für einen Durchsatz von *185 kg/h*.



**Abbildung 5-24** Druckverlauf in bar: Simulation bei *190 °C* und *100 kg/h*  
Verteilung *5 %*, *10 %*, *25 %*, *60 %* →Extrusionsrichtung



**Abbildung 5-25** Druckverlauf in bar: Simulation bei *190 °C* und *185 kg/h*  
Verteilung *5 %*, *10 %*, *25 %*, *60 %* →Extrusionsrichtung

### 5.6.4 Verweilzeitverhalten der Schmelze im Ringspalt

Aus dem erzielten Ergebnis einer ungleichmäßigen Schmelzeabfuhr in den Ringspalt stellt sich die Frage nach dem Verweilzeitverhalten der Schmelze im Ringspalt. Im Hinblick auf durchzuführende Material- und Produktwechsel ist eine möglichst gleichmäßige Verweilzeit der Schmelze im Ringspalt erforderlich. Bilden sich Stagnationszonen bzw. Zonen geringer Strömungsgeschwindigkeit heraus, so wirkt sich diese nachteilig auf die Spülzeiten und die für den Materialwechsel notwendige Materialmenge aus. Insbesondere im Einlaufbereich wird deshalb eine Betrachtung des Geschwindigkeitsverlaufes durch den geringen prozentualen Anteil an der gesamten Schmelzeabfuhr notwendig.

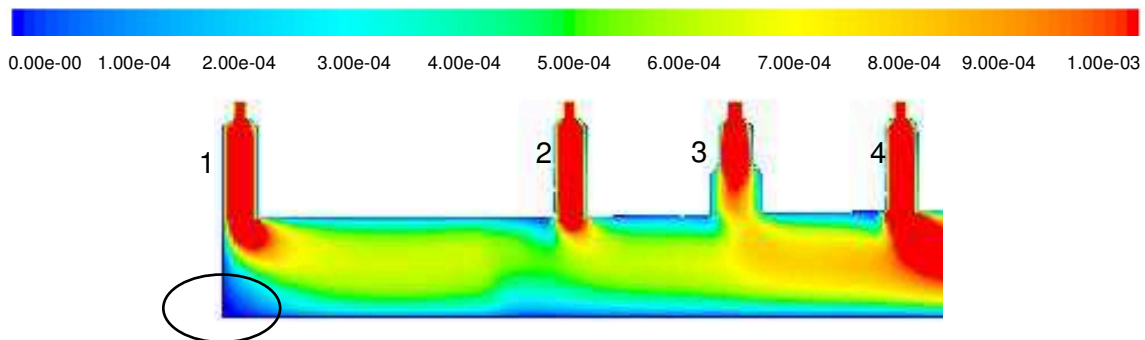
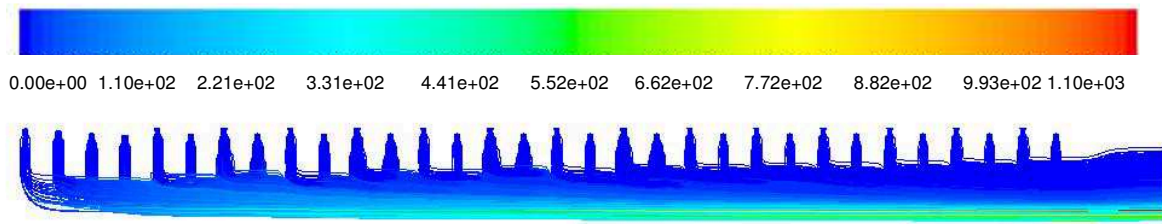


Abbildung 5-26 Geschwindigkeitsverlauf in m/s: Simulation bei 190 °C und 100 kg/h

Verteilung 5 %, 10 %, 25 %, 60 % → Extrusionsrichtung

Der Geschwindigkeitsverlauf belegt relativ geringe Strömungsgeschwindigkeiten im Einlaufbereich. Im Ringspalt des 1. Segments (Bohrungen 1 bis 3) betragen die Geschwindigkeiten im Mittel lediglich  $5 \times 10^{-4}$  m/s. Der Geschwindigkeitsanstieg in der 4. Bohrung resultiert aus der Annahme, dass sich innerhalb des zweiten Segmentes der anteilige Massedurchsatz auf 10 % verdoppelt. In der Realität wird der Anstieg der Schmelzeabfuhr nicht derart sprunghaft erfolgen, dennoch wird die Strömungsgeschwindigkeit im Ringspalt axial deutlich zunehmen. Durch die versetzte Anordnung der ersten Bohrungsreihen und des speziell gestalteten Einlaufbereiches wird eine axiale Strömung ohne Totzonen zwischen den Bohrungen gewährleistet. Im Hinblick auf möglichst kurze und gleichmäßige mittlere Verweilzeiten der Schmelze erweist sich hingegen der in Abbildung 5-26 gekennzeichnete rechte Winkel im Einlaufbereich der ersten Bohrung als eine mögliche Totzone. Fertigungstechnisch ist dabei jedoch keine Verrundung zwischen Plastifizierhülse und Zylinder möglich, wodurch der Bereich mit hohen Verweilzeiten mit der vorliegenden Geometrie der Plastifizierhülse bei einteiliger Ausführung in Kauf genommen werden muss.

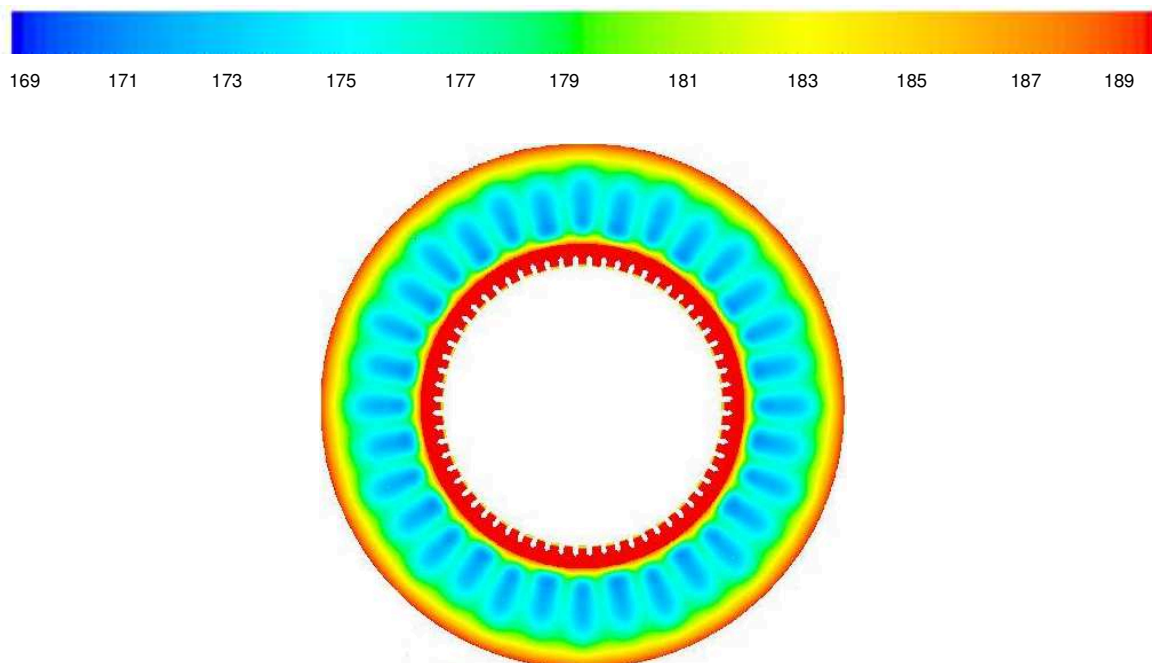


**Abbildung 5-27 Verweilzeit in s: Simulation bei 190 °C und 100 kg/h → Extrusionsrichtung**

**Verteilung 5 %, 10 %, 25 %, 60 %**

Die Analyse der Verweilzeit in Abbildung 5-27 belegt eine stark inhomogene Verteilung am Ende des Ringspaltes. Während der Großteil der Schmelze den Ringspalt innerhalb weniger Sekunden verlässt, beträgt die Verweilzeit der Schmelze, die innerhalb der ersten Hälfte der Plastifizierhülse in den Ringspalt einfließt, bis zu 500 Sekunden. Die inhomogene Verweilzeit der Schmelze wirkt sich dabei auch auf die thermische Homogenität im Ringspalt aus.

Die nachfolgende Abbildung 5-28 vergleicht diesbezüglich die Temperaturverteilung innerhalb der Schmelze am Austritt des Ringspaltes bei Annahme einer ungleichmäßigen Massedurchsatzverteilung.



**Abbildung 5-28 Temperaturverteilung am Ringspaltaustritt in °C:**

**Simulation bei 170 °C und 100 kg/h; Verteilung 5 %, 10 %, 25 %, 60 %**

### 5.6.5 Praktische Untersuchungen zur Schmelzeabfuhr

Zur Validierung der Simulationsergebnisse werden in den folgenden Versuchsreihen Ergebnisse praktischer Untersuchungen zur Schmelzeabfuhr aus der Feststoff/Schmelze-Trennung und dem Verweilzeitverhalten der Schmelze im Ringspalt vorgestellt.

Analog zur Segmentierung der Bohrungsreihen bei den Strömungssimulationen wird dazu ein segmentierter Zylinder konstruiert und gefertigt, der einen axialen Schmelzetransport im Ringspalt zwischen den vier Segmenten verhindert und somit Aufschlüsse über die prozentuale Abfuhr der Schmelze in den äußeren Ringspalt liefert.



**Abbildung 5-29 Segmentierter Zylinder innerhalb des Plastifizierbereiches**

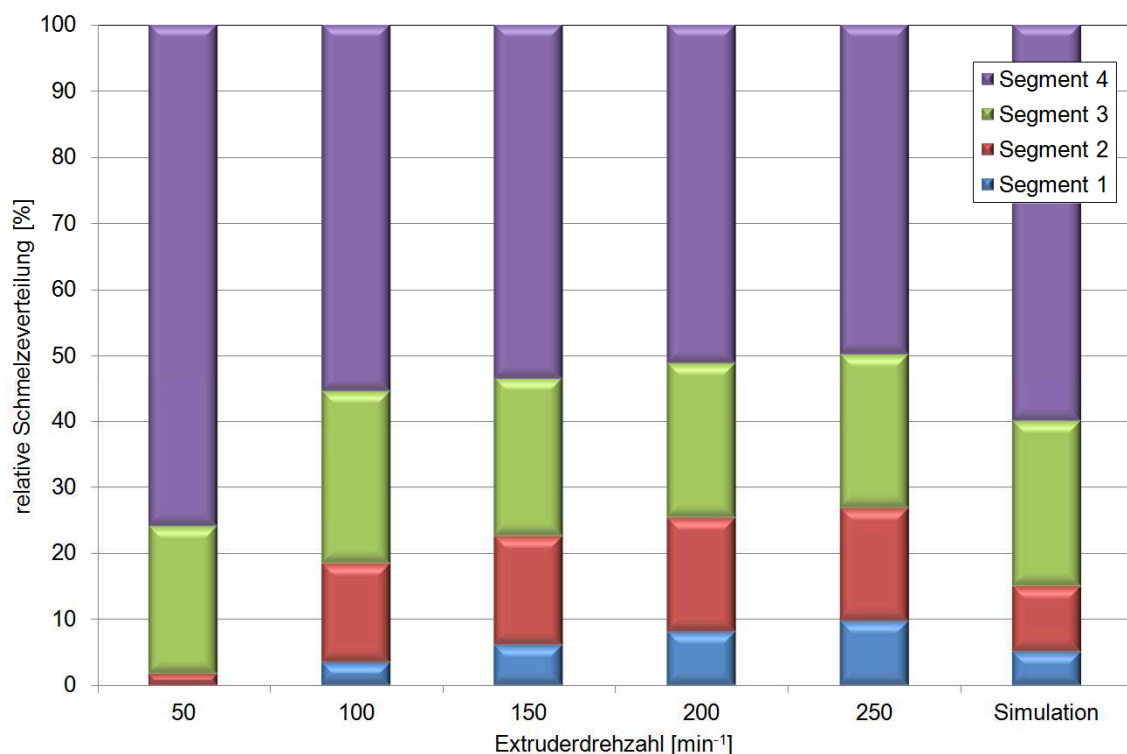
Wie die Abbildung 5-29 zeigt, werden dazu Bleche in einen Zylinder eingebracht, die jedes Segment im Ringspalt nach der Montage verschließen. Aus fertigungstechnischen Gründen und unter Berücksichtigung der unterschiedlichen Wärmeausdehnung von Plastifizierhülse und segmentiertem Zylinder verbleibt ein radialer Spalt von  $0,1\text{ mm}$  zwischen den Stegen und der Oberfläche der Plastifizierhülse. Zusätzlich ist jedes Segment nach außen mit einer Bohrung und einem Schmelzekanal versehen, der die radiale Abfuhr der Schmelze nach außen ermöglicht. Im Anschluss an die Entnahme der austretenden Schmelzestränge werden diese gewogen, um die prozentuale Abfuhr der Schmelze innerhalb der vier Segmente bestimmen zu können.

Die Versuche werden unter Variation der Drehzahl der Plastifizierschnecke im Bereich zwischen  $50\text{ 1/min}$  und  $250\text{ 1/min}$  durchgeführt. Der spezifische Durchsatz wird mit Hilfe der Einzugsschneckendrehzahl des *KoAx-S-Truders* im jeweiligen Betriebspunkt konstant bei  $0,5\text{ kg/(h*1/min)}$  gehalten. In den Betriebspunkten bis einschließlich  $100\text{ 1/min}$  beträgt der Zeitraum zur Probenentnahme 5 Minuten. Oberhalb dieser Drehzahl wird der Zeitraum auf 2 Minuten verringert, da die Entnahme und das Handling der parallel austretenden Schmelzestränge durch den steigenden Massedurchsatz erschwert werden.



Das Ergebnis der praktischen Untersuchungen wird in der nachfolgenden Abbildung dem Ergebnis der Strömungssimulation zur Schmelzeverteilung gegenübergestellt, wobei Segment 1 den Einlaufbereich und Segment 4 den Endbereich der Plastifizierhülse beschreiben.

Tendenziell verschiebt sich die Schmelzeabfuhr mit steigender Schneckendrehzahl zum Anfangsbereich der Plastifizierhülse. Die Änderung der jeweiligen prozentualen Schmelzeanteile nimmt mit steigender Schneckendrehzahl ab und nähert sich asymptotisch einem konstanten Verlauf. Lediglich die Ergebnisse bei geringer Schneckendrehzahl von  $50 \text{ 1/min}$  zeigen qualitativ große Unterschiede im Vergleich zu den übrigen Drehzahlen. Da der Aufschmelzprozess in diesem Drehzahlbereich noch wesentlich durch Wärmeleitung vom beheizten Zylinder und weniger von Dissipation bestimmt wird, verschiebt sich der Aufschmelzverlauf zum Ende der Plastifizierhülse.



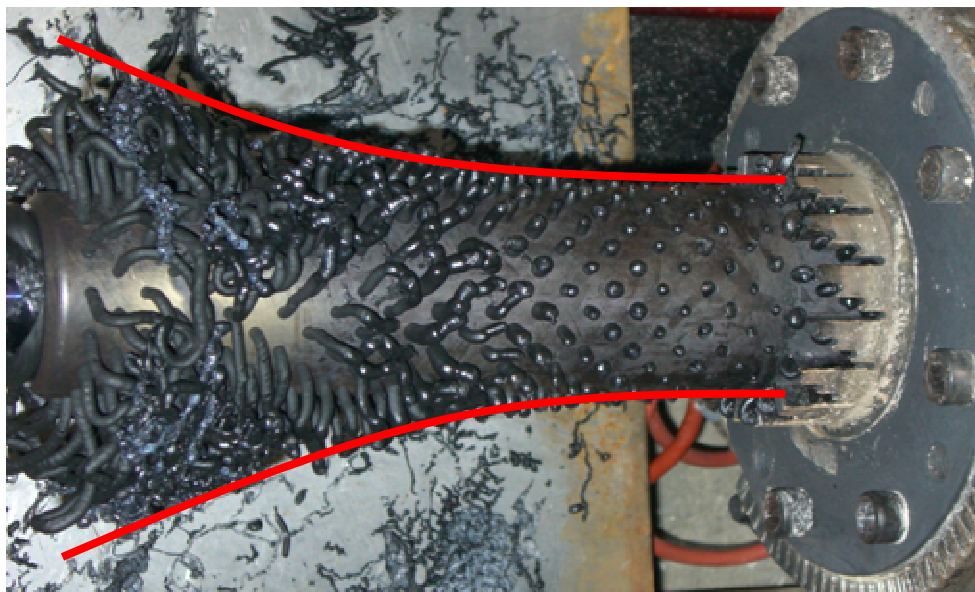
**Abbildung 5-30 Verteilung der Schmelzeabfuhr im segmentierten Zylinder**

Weitaus relevanter sind in der Praxis hingegen die Betriebspunkte bei hohen Schneckendrehzahlen. Diese lassen auch über den untersuchten Drehzahlbereich hinaus erwarten, dass im Mittel 75 % der Schmelze die Plastifizierhülse erst in der letzten Hälfte (Segment 3+4) verlässt. Verglichen mit den Ergebnissen der Strömungssimulation zeigt sich vor dem Hintergrund der vereinfachten Untersuchung der realen Strömungs- und Druckverhältnisse im Extrusionskonzept durch den separierten Zylinder qualitativ und quantitativ eine gute Übereinstimmung.

Der Grund für diese Schmelzeverteilung kann in einer verzögerten Schmelzefilmbildung bei extrem kurzen mittleren Verweilzeiten des Materials im System liegen. Verbunden mit den extrem hohen Temperaturgradienten kann sich das Aufschmelzverhalten der kristallinen Strukturen verändern. Während das Aufschmelzen der kristallinen Strukturen bei niedrigen Aufheizraten in DSC-Messungen bei Erreichen der Kristallisations-temperatur als spontaner und reproduzierbarer Vorgang beobachtet werden kann, wird dieser für hohe Aufheizraten und Temperaturgradienten nicht erwartet. So wird angenommen, dass hohe Temperaturgradienten in High-Speed Extrudern ein Aufschmelzen der kristallinen Bereiche trotz Erreichens der Kristallitschmelztemperatur zeitlich verzögern können.

Innerhalb einer weiteren Untersuchung werden Versuche ohne Zylinder und somit offener Plastifizierhülse durchgeführt. Da ein nach außen offenes System dem realen Betriebsverhalten eines Extruders in keiner Weise entspricht, werden lediglich qualitative Erkenntnisse zur Verteilung der Schmelzeabfuhr erwartet. Daneben ist zu untersuchen, ob der Feststoff auf der Schnecke vollständig von der Plastifizierhülse zurückgehalten wird.

Die Abbildung 5-31 zeigt beispielhaft die Versuchsdurchführung bei einem Durchsatz von  $100 \text{ kg/h}$ , wobei die rot dargestellten Kurven dabei qualitativ die Länge der ausströmenden Schmelzestränge innerhalb eines beliebigen Betrachtungszeitraumes abbilden sollen. Der Kurvenverlauf bestätigt qualitativ die Annahmen der Strömungssimulationen und die Ergebnisse vorhergegangener Versuchsreihen zum Aufschmelzverlauf.

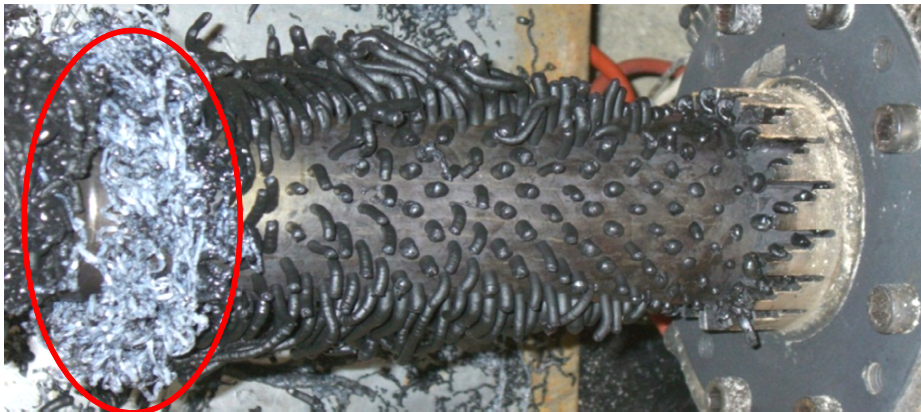


**Abbildung 5-31** Schmelzeaustritt bei offener Plastifizierhülse (←Extrusionsrichtung)

Die nachfolgende Abbildung 5-32 zeigt für einen Betriebspunkt von  $250 \text{ 1/min}$  zudem den Austritt von Feststoff durch die letzten 4 Bohrungsreihen. Während in allen



Bohrungsreihen zuvor ausschließlich Schmelze die Schnecke verlässt, gelangt hier mit steigendem Durchsatz ein kompakterer und elastisch verformter Feststoffanteil nach außen. Der Grund dafür wird in der relativ geringen Temperatur der Plastifizierhülse und der gleichzeitig kurzen Verweilzeit des Feststoffes bei hohen Schnecken-geschwindigkeiten vermutet. Auch wenn dieser Versuchsaufbau deutlich von einem geschlossenen Extrusionskonzept abweicht, zeigt sich, dass in Abhängigkeit der Betriebsbedingungen Feststoff die Plastifizierhülse verlassen kann.



**Abbildung 5-32 Feststoffaustritt bei offener Plastifizierhülse (←Extrusionsrichtung)**

Ähnliche Beobachtungen können auch am Ende der Plastifizierhülse auf der Schnecke gemacht werden. Sowohl bei Versuchen mit segmentiertem Zylinder als auch mit offenem System gelangt ein Restanteil Feststoff durch das  $0,15\text{ mm}$  große Spiel zwischen Schneckensteg und Zylinder am Ende der Plastifizierhülse.



**Abbildung 5-33 Feststofftransport über den Sperrsteg der Schnecke →Extrusionsrichtung**

Dieser Feststoffanteil wird sich insbesondere problematisch auf die Schmelzehomogenität auswirken. Durch das verspätete Aufschmelzen dieses Feststoffanteils können sich in Abhängigkeit des verwendeten dynamisch bzw. statisch arbeitenden Mischkonzeptes Bereiche schlechter Homogenität ausbilden. Zudem besteht die Gefahr, dass der Feststoffanteil bis zum Austritt aus der Extrusionsdüse nicht vollständig aufschmilzt. In

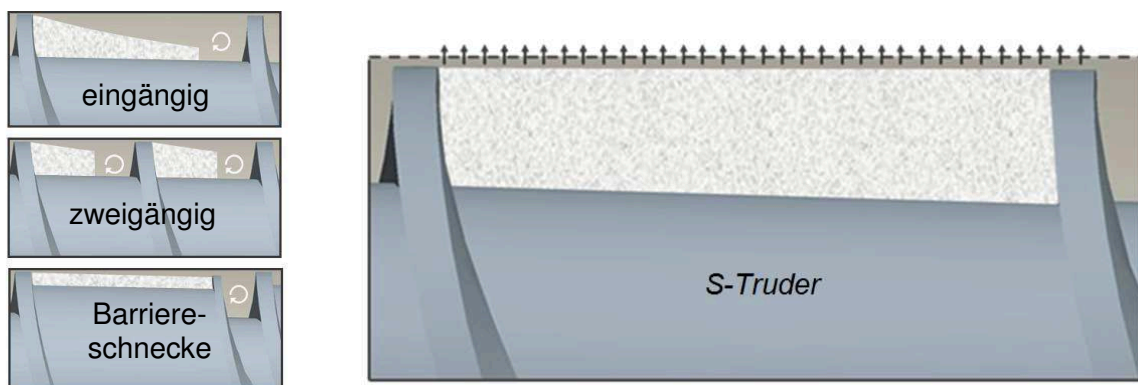
dieser Hinsicht werden im Verlauf dieser Arbeit weitere Untersuchungen vorgestellt. Ein Austreten von Feststoff kann jedoch in allen untersuchten Betriebspunkten weder optisch noch durch thermografische Messungen bestätigt werden.

Der Anteil des übertretenden Feststoffes am gesamten Massedurchsatz lässt sich über die Differenz des gravimetrisch gemessenen und der bei Verwendung des segmentierten Zylinders gewogenen Massedurchsätze bestimmen. Prozentual beträgt sein Anteil jeweils 2,8 % (100 1/min), 7,4 % (150 1/min), 5,4 % (200 1/min) respektive 4,8 % (250 1/min) des gravimetrisch gemessenen Massedurchsatzes.

Zum erweiterten Verständnis und wissenschaftlichen Einordnung der erzielten praktischen Ergebnisse zum Betriebsverhalten und Aufschmelzverlauf bei Verwendung einer Plastifizierhülse, wird im Folgenden das Aufschmelzverhalten bei kontinuierlicher Feststoff/Schmelze-Trennung analytisch betrachtet.

## 5.7 Analytische Betrachtung des Aufschmelzverhaltens bei kontinuierlicher Feststoff/Schmelze-Trennung

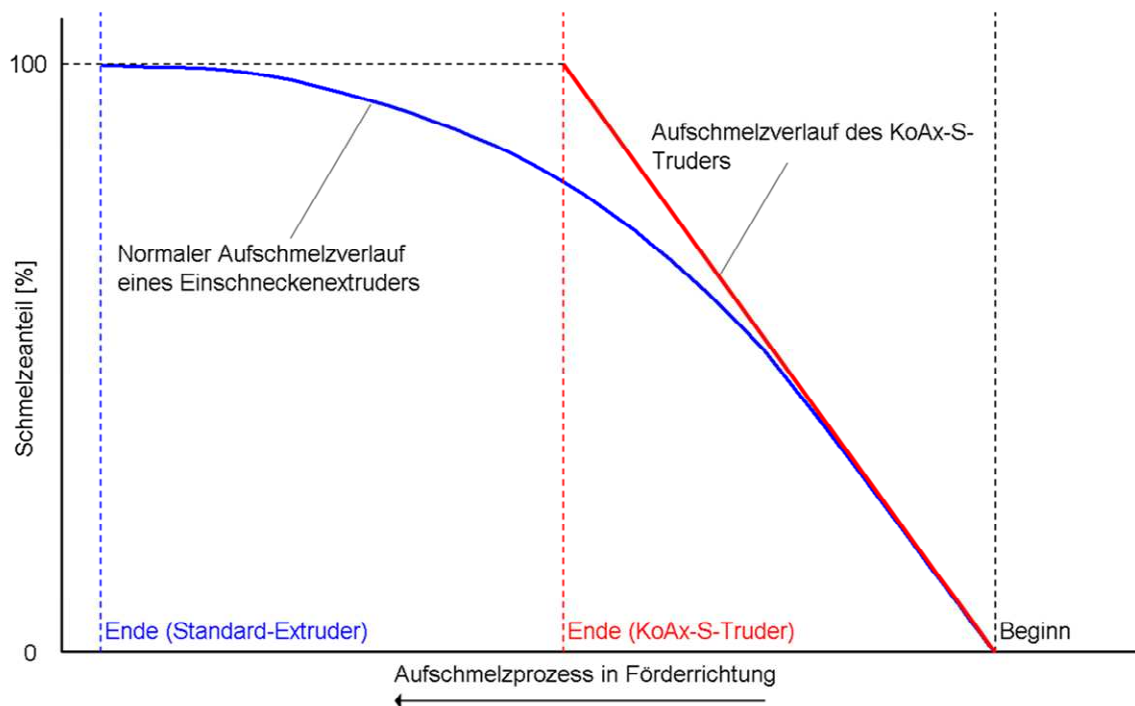
Betrachtet man die Theorie der unverzüglichen und kontinuierlichen Schmelzeabfuhr von der Schnecke weg in einen äußeren Ringspalt, so greift diese Verfahrensvariante den in Kapitel 4.2.2 erläuterten grundsätzlichen Ansatz zur Maximierung der Feststoffbettbreite, ähnlich zur Barrierschnecke, erneut auf. Davon ausgehend, dass der Aufschmelzprozess vom Schmelzefilm zwischen Feststoffbett und Zylinderwand dominiert wird, lässt sich die Plastifizierleistung durch die Schmelzeabfuhr von der Schnecke durch ein maximal breites Feststoffbett im Schneckenkanal über das Leistungsvermögen aller Barrierschnecken hinaus maximieren, wie nachfolgend in der Abbildung 5-34 prinzipiell dargestellt.



**Abbildung 5-34** Maximierung der Feststoffbettbreite durch kontinuierliche Schmelzeabfuhr aus dem Schneckenkanal

Gelingt es, die Schmelze kontinuierlich und unmittelbar nach ihrer Entstehung abzuführen, kann das Feststoffbett aufrechterhalten und die Bildung des Schmelzewirbels

vor der aktiven Flanke unterdrückt werden. Die Schmelzefilmbildung an den Schnekenoberflächen bleibt bei dieser vereinfachenden grundsätzlichen Betrachtung zunächst unberücksichtigt. Betrachtet man den Aufschmelzverlauf innerhalb des Schnekenkanals anhand der Anteile von Feststoff und Schmelze auf einer herkömmlichen Schneckenengeometrie, so zeigt sich zu Beginn des Aufschmelzprozesses ein rasches Wachstum des Schmelzeanteils aufgrund hoher Schergeschwindigkeiten und Dissipationsleistungen im dünnen zylindernahen Schmelzefilm.



**Abbildung 5-35 Schmelzeanteil im Schneckenkanal in Abhängigkeit der Verfahrenslänge [Ka04]**

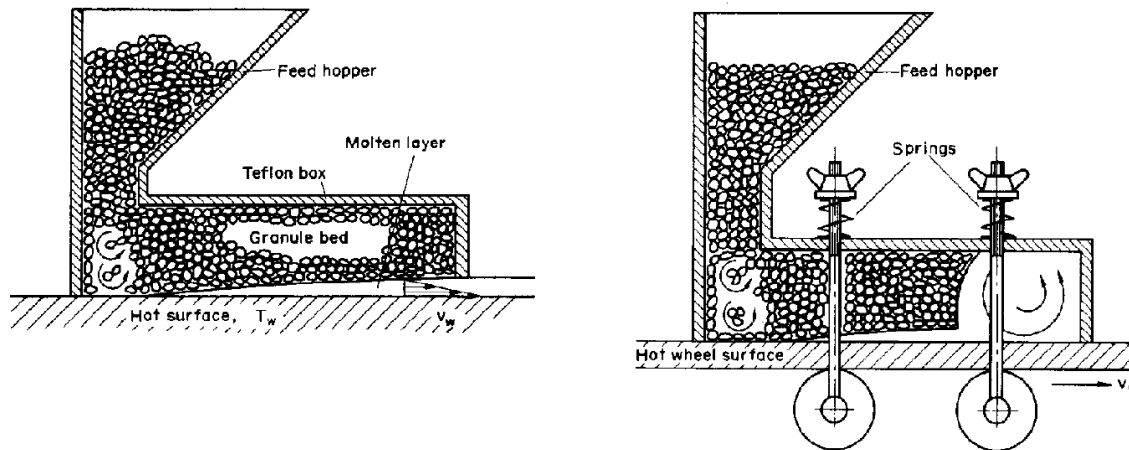
Im weiteren Verlauf des Aufschmelzprozesses nimmt die Plastifizierleistung dann durch die Abnahme der Feststoffbettbreite und die Vergrößerung des Schmelzefilms deutlich ab. Dieser charakteristische Verlauf wird durch alle bekannten Aufschmelzmodelle (Tadmor, Chung, Potente) analytisch beschrieben und gleicht qualitativ der blauen Kurve in der Abbildung 5-35.

Treffen die in [Ka04] gemachten Annahmen zu, so kann die hohe Plastifizierleistung zu Beginn des Aufschmelzvorganges aufrechterhalten werden und die notwendige Verfahrenslänge zum vollständigen Aufschmelzen des Feststoffes deutlich verkürzt werden.

### 5.7.1 Aufschmelzmodelle unter Berücksichtigung der Schmelzeabfuhr

Die Untersuchung des Aufschmelzverhaltens unter Berücksichtigung der kontinuierlichen Schmelzeabfuhr wurde bereits Anfang der siebziger Jahre untersucht. Die nachfolgend dargestellten Ergebnisse bildeten seinerzeit die Grundlage für die Entwicklung komplexer

numerischer Aufschmelzmodelle. Vermeulen und Mitarbeiter [VG+70] entwickelten dazu 1970 einen Prüfstand, in dem ein Feststoff-Granulatbett auf einem rotierenden und beheizten Zylinder gepresst wird. Durch die Rotation wird die erzeugte Schmelze kontinuierlich über die Walzenoberfläche abgeführt und anschließend abgeschabt.



**Abbildung 5-36 Links: Versuchsaufbau mit Schmelzeabfuhr**

**Rechts: Versuchsaufbau ohne Schmelzeabfuhr [VG+70]**

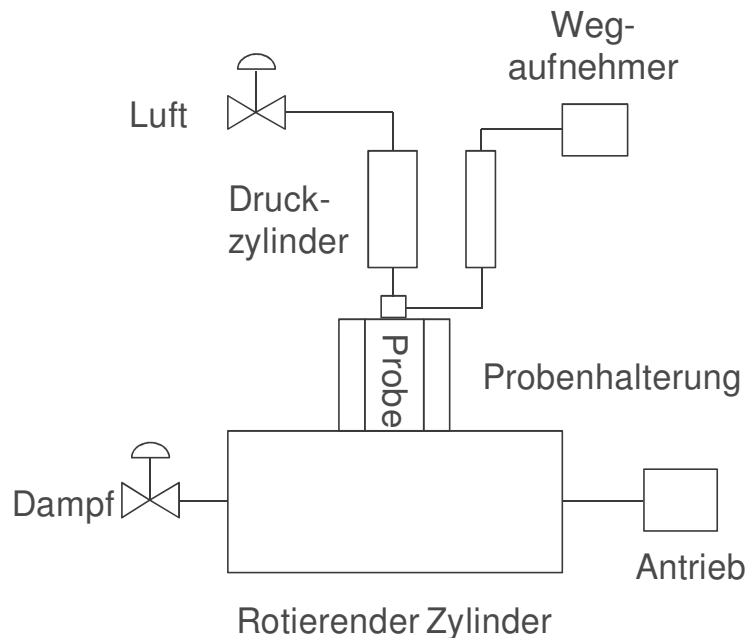
Die Versuche mit offenen und verschieden breiten Probenkammern werden dabei in Abhängigkeit der Zylindertemperatur und –geschwindigkeit durchgeführt. Die Autoren berichten, dass die dimensionslose Aufschmelzrate  $\delta$  in Abhängigkeit der Feststoffbettbreite  $x$  unter Schmelzeabfuhr mit der folgenden Gleichung beschrieben werden kann. Zudem erweist sich die dimensionslose Aufschmelzrate in gleicher Weise von der Feststoffbettrelativgeschwindigkeit abhängig.

$$\delta(x) = \sqrt{x} \quad \text{Gl. 5-2}$$

Sie beobachten somit eine Abnahme der Plastifizierleistung mit steigender Feststoffbettbreite. Weiter stellen Sie fest, dass der Druck im Schmelzefilm scheinbar keinen Einfluss auf den Aufschmelzprozess hat.

Einen ähnlichen Ansatz präsentieren Sundstrom und Young 1972 in [SY72]. Sie benutzen als Probekörper *HD-PE* Blöcke mit den Abmaßen  $50,8 \times 50,8 \text{ mm}$ , die wiederum auf eine beheizte rotierende Zylinderoberfläche gepresst werden. Die Plastifizierleistung wird über einen Wegsensor erfasst, der die Abnahme der Probenhöhe misst, welche äquivalent zur erzeugten und abgeführten Schmelze ist. Sie stellen parallel ein nur numerisch lösbares Aufschmelzmodell für Potenzgesetz-Schmelzen unter Berücksichtigung diverser thermodynamischer Materialeigenschaften auf. Die untersuchten Umfangsgeschwindigkeiten des Zylinders betragen lediglich maximal  $40,6 \text{ mm/sec}$ . Das Aufschmelzmodell stimmt unter Berücksichtigung von Wärmeleitung sehr gut mit den experimentellen Daten

überein. Sie belegen, dass die für den Aufschmelzprozess notwendige Energie vorwiegend durch Dissipation im Schmelzefilm erzeugt wird. Der quantitative Einfluss der Umfangsgeschwindigkeit auf die Plastifizierleistung bestätigt Untersuchungen von [VG+70]. Grundsätzlich gleiche Ergebnisse erzielen Sundstrom und Lo 1978 bei der Untersuchung von Polystyrol mit dem gleichen Prüfstandkonzept. [SL78]



**Abbildung 5-37 Versuchsstand Sundstrom und Young (Screw simulator)**

Mount, Watson und Chung untersuchen 1982 zahlreiche analytische Ansätze anhand eigener Versuche mit dem in Abbildung 5-37 abgebildeten *Screw Simulator* für die Materialien *HDPE*, *LDPE*, *PP*, *POM*, *PS*, *PMMA* und *PC* [MW+82]. Sie beschreiben die Schmelzefilmdicke  $\delta$  in Abhängigkeit der Feststoffbettbreite  $x$  über die Funktion:

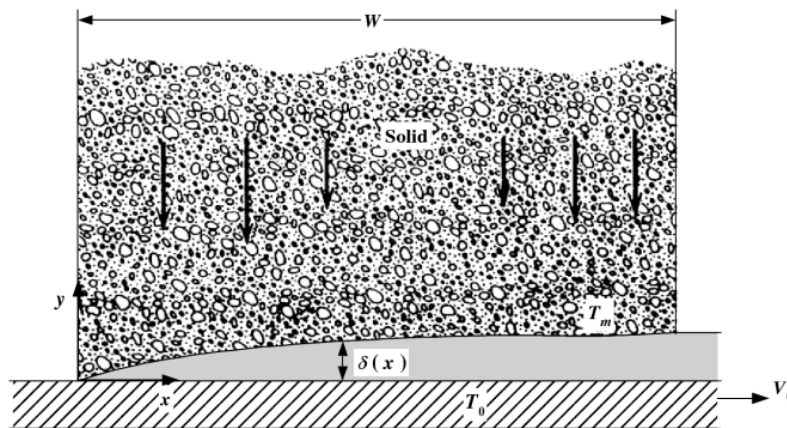
$$\delta(x) = 2 * \sqrt{x} \quad \text{Gl. 5-3}$$

Unter Berücksichtigung der Parameter Dichte, spez. Wärmekapazität, spez. Wärmeleitfähigkeit, Schmelztemperatur, Enthalpiedifferenz, Feststoffbettbreite und der temperatur- und schergeschwindigkeitsabhängigen Viskosität, beschreiben sie die in Versuchen ermittelten dimensionslosen Aufschmelzraten hinreichend genau. Sie zeigen dabei, dass die Abhängigkeit der Viskosität von der Temperatur und Schergeschwindigkeit den größten Einfluss auf die Aufschmelzrate ausübt.

In [MC83] wird die Abhängigkeit der Schubspannung und Schergeschwindigkeit von der Schmelzefilmdicke und der Relativgeschwindigkeit des Feststoffbettes dargestellt. Demnach folgt die effektive Schergeschwindigkeit im Schmelzefilm dem Verhältnis aus Relativgeschwindigkeit und mittlerer Schmelzefilmdicke. Weiter zeigt sich, dass die

mittlere Schmelzefilmdicke exponentiell mit steigender Relativgeschwindigkeit abfällt. Weitere Untersuchungen zu dieser Thematik werden in [CC83, KC89] fortgeführt.

Auf Basis der Untersuchungen von Sundstrom und Young entwickelt Tadmor in [TG06], basierend auf der nachfolgenden schematischen Darstellung, das umfangreichste analytische Modell zur Beschreibung der Plastifizierleistung bei kontinuierlicher Schmelzeabfuhr für Potenzgesetzschmelzen.



**Abbildung 5-38 Schematische Darstellung des Aufschmelzprozesses bei Abführung der Schmelze durch eine Schlepplösung [TG06]**

Seinem Ansatz nach berechnet sich die Aufschmelzrate eines Feststoffbettes in Kontakt mit einer beheizten und bewegten Oberfläche wie folgt:

$$W_L = \left[ \frac{V_0 \delta_m U_2 [k_m (T_0 - T_m) + U_1/2]}{2\lambda^{**}} \right]^{1/2} \quad \text{Gl. 5-4}$$

$W_L$  = Von der Feststoffbettbreite abhängige Aufschmelzrate      $\delta_m$  = Schmelzedichte

$k_m$  = thermische Leitfähigkeit Schmelze

$T_0$  = Temperatur Platte bzw. Zylinder

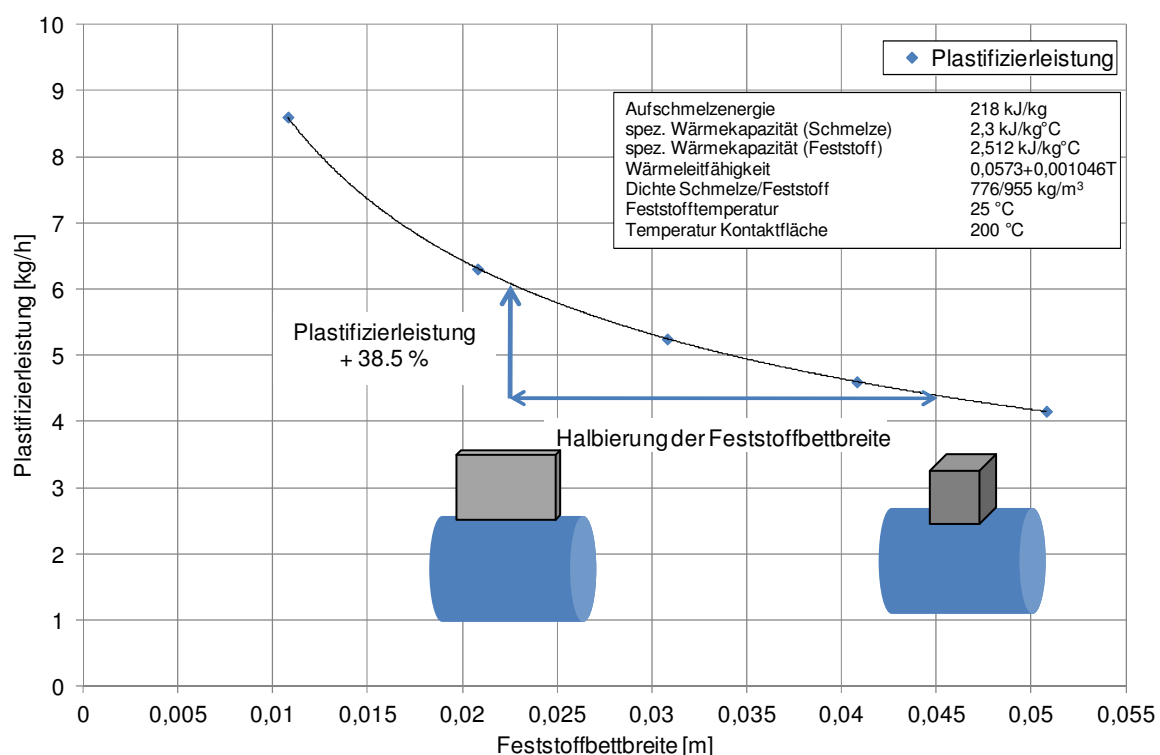
$T_m$  = Aufschmelztemperatur

$V_0$  = Feststoffbettgeschwindigkeit

Der Wert  $U_2$  bestimmt dabei die Verringerung der Schmelzeabfuhr durch die Schlepplösung infolge des schergeschwindigkeitsabhängigen Abfalls der Viskosität.  $U_1/2$  hingegen beschreibt dabei die Dissipation im Schmelzefilm.  $\lambda^{**}$  beschreibt die notwendige spezifische Energie zum Aufschmelzen und zur weiteren Erhöhung bis zur berechneten Schmelzefilmtemperatur. Vor Berechnung der Aufschmelzrate muss zunächst iterativ die Schmelzefilmdicke berechnet werden. Dies erfolgt zunächst über die Annahme einer Schergeschwindigkeit im noch unbekannt dicken Schmelzefilm. Über die schergeschwindigkeitsabhängige Viskosität wird weiter die minimale und maximale Schmelzefilmdicke berechnet. Anhand der gemittelten Schmelzefilmdicke wird die

Annahme der Schergeschwindigkeit überprüft und schrittweise der gesamte Berechnungsprozess wiederholt, bis die angenommene und berechnete Schergeschwindigkeit übereinstimmt. Die Temperatur im Schmelzefilm wird als Mittelwert der Aufschmelztemperatur und der Temperaturerhöhung infolge der Dissipation und Wärmeleitung berechnet. Der vollständige Berechnungsablauf ist [TG06] zu entnehmen. Die Übereinstimmung des analytischen Modells mit den Versuchsergebnissen in [SY72] ist sehr gut.

Folgt man den Ausführungen Tadmors lässt sich die Plastifizierleistung in Abhängigkeit der Feststoffbettbreite wie folgt darstellen.



**Abbildung 5-39 Abhängigkeit der Plastifizierleistung von der Feststoffbettbreite nach Tadmor (Gesamtfeststoffoberfläche konstant)**

In der Abbildung 5-39 wird davon ausgegangen, dass die Kontaktfläche des Feststoffes mit der beheizten Zylinderoberfläche stets gleich ist und die Feststoffbettbreite sich lediglich in Bewegungsrichtung ändert. Im Gegenzug wird zur Aufrechterhaltung der Kontaktfläche das Feststoffbett äquivalent senkrecht zur Bewegungsrichtung vergrößert. Demnach lässt sich die Plastifizierleistung bei Halbierung der Feststoffbettbreite im repräsentativen Beispiel um 38,5 % steigern, obwohl die Kontaktfläche zwischen Feststoffbett und beheizter Oberfläche konstant bleibt.

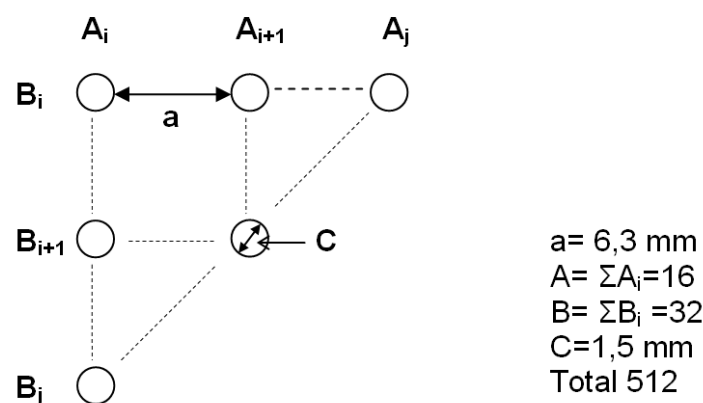
Zusammenfassend lässt sich somit folgern, dass die maximal mögliche Plastifizierleistung innerhalb einer vorgegebenen zur Verfügung stehenden Aufschmelzfläche dann erreicht



wird, wenn die Schmelze schnellstmöglich nach ihrer Entstehung aus dem System abgeführt wird. Folglich muss die Plastifizierleistung der Plastifizierhülse nach dem *S-Truder* Prinzip durch die kontinuierliche Abfuhr der Schmelze deutlich größer als in konventionellen Extruderkonzepten sein. Durch die steigende Plastifizierleistung nimmt die notwendige Verfahrenslänge des Aufschmelzbereiches deutlich ab.

### 5.7.2 Bestimmung der Plastifizierleistung der Feststoff/Schmelze-Trennung

Die Anwendung des Aufschmelzmodells von Tadmor auf die Feststoff/Schmelze-Trennung nach dem *S-Truder Prinzip* verlangt zunächst die Annahme einer konstanten Feststoffbettbreite. An Hand des Bohrungsmusters in Abbildung 5-40 erfolgt die Annahme, dass innerhalb einer zweidimensionalen Strömung der an der Zylinderoberfläche entstehende Schmelzefilm an jeder Bohrungsreihe vollständig abgeführt wird, wodurch sich eine theoretische Feststoffbettbreite von 6,3 mm ergibt.



**Abbildung 5-40 Bohrungsmuster der Feststoff/Schmelze-Trennung ↔ Extrusionsrichtung**

Folgt man dem Modell von Tadmor lässt sich nun in Abhängigkeit der Werkstoffeigenschaften und der Geschwindigkeit die sich ausbildende Schmelzefilmdicke und anschließend die auf die Feststoffbettbreite bezogene Aufschmelzrate berechnen. Ist diese bekannt, kann mit Hilfe der Materialdichte und der gesamten Zylinderoberfläche der Plastifizierhülse die maximale Aufschmelzleistung berechnet werden. Der Versuch, die Aufschmelzleistung für unterschiedliche Werkstoffe zu berechnen, führt jedoch zu nicht plausiblen Ergebnissen. Auch wenn die errechneten Durchsätze im Bereich der praktischen Ergebnisse liegen, führen die minimalen Schmelzefilmdicken im Bereich von  $10^{-5} \text{ mm}$  in Abhängigkeit der Schneckendrehzahl zu sehr hohen Schergeschwindigkeiten über  $100000 \text{ 1/s}$  und gleichzeitig sehr geringen Viskositäten. Die sich ausbildende Schmelzefilmdicke muss in Realität jedoch mindestens dem Spiel zwischen Schnecke und Plastifizierhülse entsprechen, weshalb die berechneten Schmelzefilmdicken nicht der Praxis entsprechen können.



Trotz der gewonnenen umfangreichen Erkenntnisse über die anteilige Schmelzeabfuhr in den Ringspalt ist im Rahmen der durchgeführten praktischen und theoretischen Arbeiten keine analytische Beschreibung der tatsächlichen Schmelzefilmdicken möglich. Die praktisch erreichten Plastifizierleistungen können in jedem Fall mit keinem der bekannten Aufschmelzmodellen, welche von einem stetig anwachsenden Schmelzefilm und einer Abnahme der Feststoffbettbreite durch Entstehung eines Schmelzewirbels ausgehen, beschrieben werden. Insbesondere der Aufschmelzprozess und die sich einstellende Viskosität sind für hohe Temperaturgradienten und kurze Verweilzeiten nicht mehr von der Zeit unabhängig. Der Aufschmelzvorgang bei kontinuierlicher Feststoff-/Schmelze-Trennung ist bislang lediglich für kleine Relativgeschwindigkeiten des Feststoffbettes hinreichend genau analytisch zu beschreiben. Da alle heute bekannten Aufschmelzmodelle im Wesentlichen auf Basis praktischer Grundlagenuntersuchungen entwickelt werden konnten, erscheinen weitere gezielte Untersuchungen zur Schmelzefilmdicke entlang der Plastifizierhülse zwingend notwendig, um den Aufschmelzprozess analytisch beschreiben und die notwendige Geometrie der Feststoff/Schmelze-Trennung in Abhängigkeit der geforderten Aufschmelzleistung bestimmen zu können. Die bereits beschriebenen und nachfolgend präsentierten Ergebnisse belegen das hohe Leistungspotenzial einer Feststoff-/Schmelze-Trennung, welches unter Berücksichtigung des Schneckendurchmessers und der Plastifizierzonenlänge deutlich über dem Leistungspotenzial aller bekannten Einschneckenextruder liegt.

## 5.8 Zwischenfazit

Die Plastifizierleistung erweist sich auch unter gesteigerten spezifischen Durchsätzen geeignet, hohe Durchsätze (bis  $270 \text{ kg/h}$ ) innerhalb kürzester Verfahrenslänge zu plastifizieren. Die Schmelzetemperatur kann innerhalb des untersuchten Drehzahlbereiches für alle Materialien eingehalten werden. Der Einsatz einer separat angetriebenen Einzugsschnecke zur Feststoffförderung bietet insbesondere hinsichtlich der Verarbeitung verschiedener Werkstoffe und Werkstoffmischungen mit unterschiedlichen physikalischen Eigenschaften deutliche verfahrenstechnische Vorteile. Das dafür notwendige Antriebskonzept ist jedoch hinsichtlich möglicher Übersetzungsverhältnisse in Hinsicht maximaler Schneckendrehzahlen und Drehmomente begrenzt. Das patentierte Konzept besitzt zudem Akzeptanzprobleme durch die eingeschränkte Handlungsfreiheit in der Beschaffung von Ersatzteilen bei einem möglichen Schadensfall.

Aus diesen Gründen wird die Leistung der Plastifizierhülse bei deutlich gesteigerten Schneckenumfangsgeschwindigkeiten  $> 2 \text{ m/s}$  in einem neuen Extrusionskonzept ohne

separate Einzugschnecke untersucht. Konzeptionell wird der Extruder auf hohe Plastifizierleistungen bei gleichzeitig möglichst hoher Energieeffizienz ausgelegt. Innerhalb einer Energieeffizienzbetrachtung des Einschneckenextruders erfolgt zunächst die theoretische Betrachtung des qualitativen und quantitativen Einsparpotenzials der eingesetzten Verfahrenstechnik. Anhand der erarbeiteten Kriterien erfolgte die Auslegung der Maschinen- und Antriebstechnik im neuen *35 mm* High-Speed Extruder, welcher variabel mit einer glatten und einer genuteten Einzugszone betrieben werden kann. Die Beurteilung der Maßnahmen zur Maximierung der Energieeffizienz erfolgt durch in die Extrudersteuerung integrierte Leistungsmesstechnik.

Zur Verringerung des in Kapitel 5.6.5 beobachteten Feststofftransportes über den Sperrsteg der Schnecke und somit über die Grenze des Plastifizierbereiches hinaus, wird das Spiel zwischen Schneckensteg und Plastifizierhülse zusätzlich verringert.

Zur Verbesserung der thermischen und stofflichen Schmelzehomogenität wird ein neuartiges distributives Homogenisierkonzept (*Siebkorbmischer*) entwickelt, welches insbesondere bei hohen Schneckendrehzahlen die Erhöhung der Schmelzetemperaturen begrenzt. Die Beurteilung der Leistungsfähigkeit dieses Mixers erfolgt erneut durch Materialdünnschnitte und thermografische Messungen. Darüber hinaus wird in *3D-FEM* Berechnungen unter Berücksichtigung der Schneckenrotation das Strömungsverhalten im *Siebkorbmischer* sowohl auf der Schnecke als auch im Ringspalt untersucht.

## 6. Energieeffizientes Plastifizierkonzept High-Speed S-Truder

Die Anforderungen an ein neues Plastifizierkonzept werden in der Regel übergeordnet durch möglichst geringe spezifische Investitions- und Betriebskosten spezifiziert. Trotzdem spielen häufig Aspekte zur möglichen Einsparung von Energie nur eine untergeordnete Rolle. Bei der Auslegung von Extrusionsanlagen wird das Augenmerk im Wesentlichen auf eine hohe spezifische (bezogen auf den Schneckendurchmesser) Durchsatzleistung gerichtet, wodurch diese Anlagen bis heute oftmals mit einem relativ hohen spezifischen Energiebedarf arbeiten [Mi05].

Permanent steigende Kosten für Energie und Rohstoffe zwingen Unternehmen im Hochlohnstandort Deutschland immer stärker zum sparsamen Umgang mit Ressourcen. Allein in den letzten 10 Jahren hat sich z. B. der Strompreis trotz Liberalisierung des Marktes mehr als verdoppelt. Zur Effizienzsteigerung der gesamten Produktionskette sind die technische Optimierung und der Eingriff in die bestehende Verfahrenstechnik notwendig. Auch wenn sich das Augenmerk zumeist auf die leistungsstarken Antriebe und Verfahrenseinheiten richtet, besitzt die große Anzahl kleiner und mittlerer Verbraucher in der Regel ein noch höheres Einsparpotenzial. Zu dessen Erfassung ist die ganzheitliche Betrachtung der Energieströme im Produktionsprozess notwendig. In [WS+10] wurde in dieser Hinsicht eine ganzheitliche Energieeffizienzanalyse bei einem deutschen Rohrextruder durchgeführt. Ergebnis dieser Analyse sind große Einsparpotenziale insbesondere im Bereich der zahlreichen peripheren Maschinen- und Anlagenkomponenten.

Aber auch innerhalb des Bilanzraumes des Extruders selbst werden bis heute noch große Einsparpotenziale nicht oder unzureichend ausgeschöpft. Die Auslegung des *High-Speed S-Truders* verknüpft vor diesem Hintergrund beispielhaft die Anforderungen hinsichtlich der Leistungsfähigkeit eines schnell drehenden Extruders mit den Aspekten der Energieeffizienz. In dieser Hinsicht zeigt das nachfolgende Kapitel wirtschaftliche Einsparpotenziale in der Einschneckenextrusion durch den Einsatz von Maschinen- und Anlagenkomponenten auf dem aktuellen Stand der Technik, verbunden mit der alternativen Plastifizier Technik der Feststoff/Schmelze-Trennung.

### 6.1 Energetische Betrachtung des Extrusionsprozesses

In der nachfolgenden Abbildung 6-1 ist zur Erfassung des energetischen Einsparpotenzials der Bilanzraum eines typischen Einschneckenextruders dargestellt. Zu den Energieströmen, die in den Bilanzraum eintreten, zählen die elektrische Antriebsenergie und die Energie, die durch die Heizelemente in den Zylinder eingebracht werden.

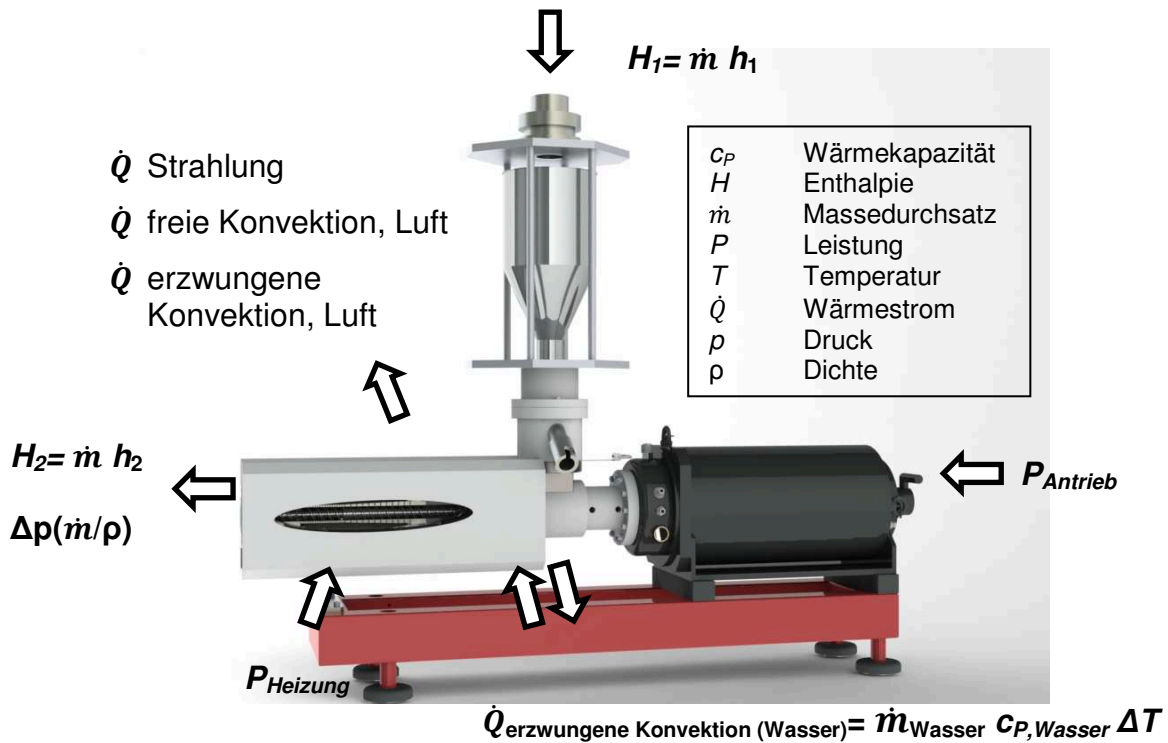


Abbildung 6-1 Energetischer Bilanzraum eines Extruders

Letztere besitzt in der Regel im unteren Drehzahlbereich einen maximalen Anteil von etwa 30 %, wobei ihr Anteil mit steigender Schneckendrehzahl kontinuierlich absinkt. Abhängig von der Baugröße und dem zu verarbeitenden Material ergibt sich ein Betriebspunkt mit einer Grenzdrehzahl, ab dem keine Heizenergie mehr zur Plastifizierung notwendig ist. Da in High-Speed Extrudern nahezu die gesamte Energie durch den Antrieb eingebracht wird und es sich bei den Zylinderheizungen um ohmsche Verbraucher mit einem Wirkungsgrad von nahezu 100 % handelt, ist das Potenzial letzterer zur Effizienzsteigerung gering. Alternativen stellen gasbetriebene Zylinderheizungen und Induktionsheizungen dar, letztere bieten durch ihre hohen Aufheizraten insbesondere beim Aufheizen des Extruders Vorteile.

Die am Schneckenschaft eingebrachte mechanische Leistung wird nahezu ausschließlich dissipativ in Wärme umgewandelt. Ein nur geringer Anteil ist für den Druckaufbau in der Schmelze zur Überwindung des Druckverlustes im Extrusionswerkzeug notwendig. Wenn die eingesetzte elektrische Energie optimal genutzt werden soll, ist der Betrieb oberhalb der Grenzdrehzahl unerwünscht, da die Schmelzetemperatur mit steigender Schneckendrehzahl weiter zunimmt. Diese überschüssige thermische Energie muss spätestens bei der Kühlung des Produktes diesem wieder entzogen werden. Wirtschaftlich spielt diese Betrachtung in der Praxis meist eine untergeordnete Rolle, da eine möglichst hohe Durchsatzleistung (Schneckendrehzahl) mit möglichst kleinen Baugrößen und geringen Investitionskosten angestrebt wird. Ziel bei der Entwicklung

schnell drehender Extruder muss somit die Verschiebung der Grenzdrehzahl nach oben sein, um eine Kühlung der Schmelze während der Verarbeitung weitestgehend zu vermeiden.

Die Effizienz eines Einschneckenextruders wird in der Regel anhand des spezifischen Energieverbrauches beurteilt. Der spezifischen Energieverbrauch  $e$  setzt die innerhalb einer betrachteten Zeitspanne eingebrachte Wirkleistung  $P_{Wirk}$  in Relation zum Massedurchsatz  $\dot{m}$  dieser Zeitspanne:

$$e = \frac{P_{Wirk}}{\dot{m}} = \frac{\int_{T_1}^{T_2} P_{Wirk} dt}{M_{12}} = \frac{E_{12}[Wh]}{M_{12} [kg]} \quad \text{Gl. 6-1}$$

### 6.1.1 Effizientes Antriebskonzept

Da der Energieeintrag mit steigender Schneckendrehzahl ausschließlich über das elektrische Antriebskonzept erfolgt, bestimmt dieser mit seinem Gesamtwirkungsgrad mögliche Einsparpotenziale. Dabei ist nicht nur das Antriebskonzept an sich von Bedeutung, sondern vielmehr der Betriebspunkt, in dem dieser später betrieben wird. Die Investition in hocheffiziente Antriebstechnik zahlt sich wirtschaftlich nur dann aus, wenn der Antrieb auch im entsprechenden günstigen Betriebspunkt betrieben wird. Ein Aspekt, der in der Praxis häufig fälschlicherweise nicht ausreichend berücksichtigt wird.

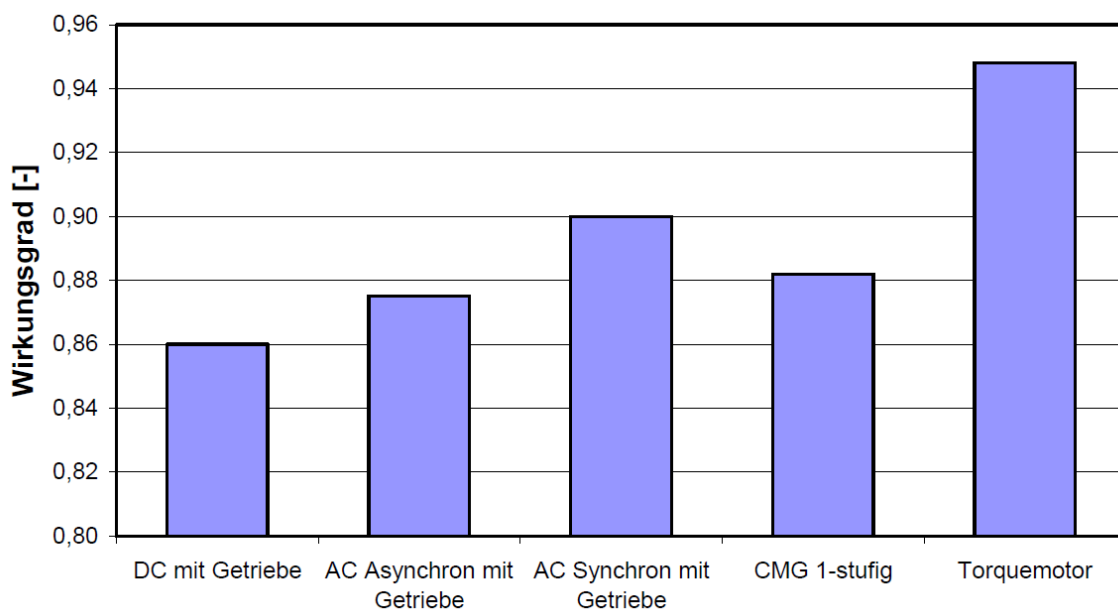
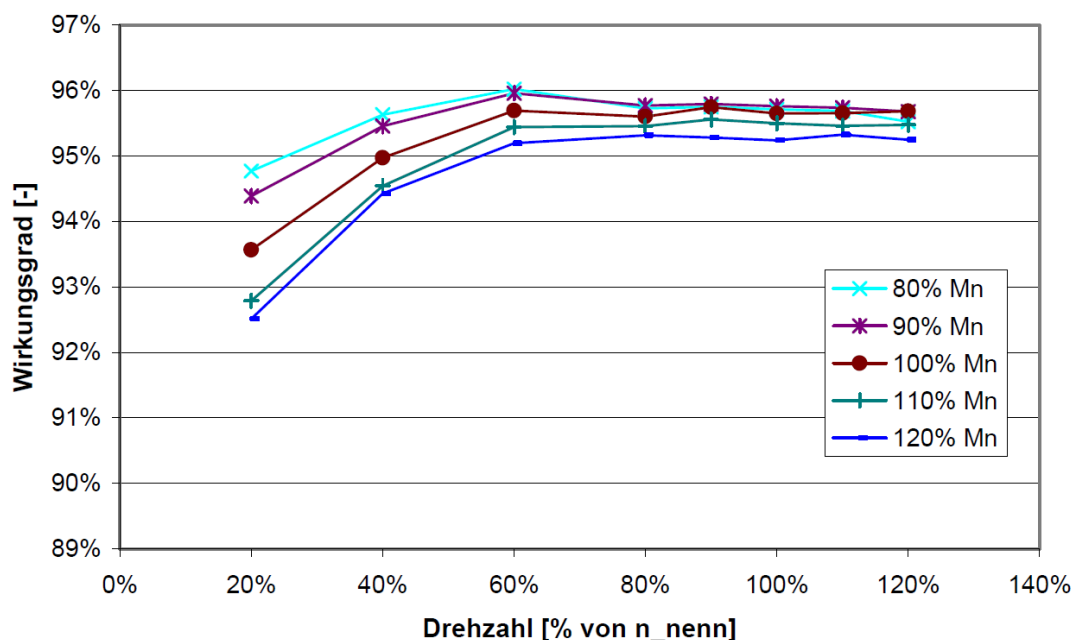


Abbildung 6-2 Wirkungsgradvergleich unterschiedlicher 100 kW Antriebsvarianten im Nennbetriebspunkt [Sc08]

Betrachtet man den Wirkungsgrad der in Kapitel 3.2 aufgeführten Antriebskonzepte im Nennbetriebspunkt, zeigen die immer noch weit verbreiteten Gleichstromantriebe die deutlich niedrigsten Wirkungsgrade.

Neben den häufig bezifferten Wirkungsgraden im Nennbetriebspunkt spielt der Anschaffungspreis eine übergeordnete Rolle bei der Investition in neue Antriebstechnik. In [BH10] wurden die Antriebskonzepte sowohl hinsichtlich ihrer Anschaffungspreise als auch der meist nicht berücksichtigten tatsächlichen Lebenszykluskosten umfangreich untersucht. Hinsichtlich der Anschaffungskosten liegen heute, mit Ausnahme des Torque Motors (etwa doppelt so teuer), alle Antriebskonzepte auf vergleichbarem Niveau. Betrachtet man hingegen die tatsächlich entstehenden Lebenszykluskosten in einem beispielhaft betrachteten 10-jährigen Betrieb, so werden diese zu 95 % von den Stromkosten bestimmt. Somit besteht trotz beispielhaft kurzfristig doppelt so hoher Investitionskosten bei einer Beschaffung eines effizienten Antriebs langfristig ein deutliches Einsparpotenzial. Hinsichtlich maximal möglicher Flexibilität im Betrieb des Antriebs sind die Wirkungsgrade außerhalb des Nennbetriebspunktes von entscheidender Bedeutung. Betrachtet man z. B. den Wirkungsgrad von Synchronmotoren, so ist dieser selbst außerhalb vom Nennbetriebspunkt, verglichen mit allen anderen Antriebskonzepten auf hohem Niveau. Abbildung 6-3 belegt einen sehr guten Wirkungsgrad von über 92 % bei Drehzahlen, die selbst 80 % unterhalb der Nennbetriebszahl liegen. Ähnlich verhält sich der Wirkungsgrad in Abhängigkeit des Drehmoments. Selbst bei Drehmomenten unterhalb 50 % des Nenndrehmomentes liegt der Wirkungsgrad unabhängig von der Drehzahl für den untersuchten Antrieb bei über 95 % [BH10].



**Abbildung 6-3** Wirkungsgradkennlinie eines 75 kW Synchronmotors in Abhängigkeit von der Drehzahl [BH10]

Somit erweist sich der Synchronantrieb hinsichtlich seiner Wirkungsgrade und seiner Lebenszykluskosten sowie seiner ausgeprägten Flexibilität, bezogen auf den weiten Bereich an effizienten Betriebspunkten, als die beste Wahl unter den derzeit verfügbaren Antriebskonzepten. Kann dieser entgegen der heutigen Praxis auf das ein- oder mehrstufige Getriebe in High-Speed Extrudern verzichten, werden zusätzlich die Verlustleistungen von etwa 1 bis 1,5 % pro Getriebestufe vermieden.

### 6.1.2 Verringerung energetischer Verluste

Wärmeverluste in der Extrusion entstehen durch Wärmeleitung, Wärmestrahlung und Konvektion. Der Wärmeleitung vom Extruder in das Extrusionswerkzeug, die Schmelzepumpe oder in den Antriebsstrang kann z. B. durch den Einsatz druckfester Isolierflansche entgegengewirkt werden. Wärmeverluste durch Strahlung entwickeln sich überproportional mit steigender Temperaturdifferenz und sind abhängig von der Größe der Oberfläche.

$$\dot{Q}_{Strahlung} = 4,00 \frac{W}{m^2 K^4} \cdot A \cdot (T_1^4 - T_2^4) \quad \text{Gl. 6-2}$$

Weitaus größer sind die Verluste durch Konvektion, welche von der Oberflächentemperatur und Luftbewegung im Nahbereich bestimmt werden. Nimmt man eine natürliche Luftbewegung durch aufsteigende Wärme als Referenz, so betragen die Verluste nach [Sc10].

$$\dot{Q}_{Konvektion} = 15 \frac{W}{m^2 K} \cdot A \cdot (T_1 - T_2) \quad \text{Gl. 6-3}$$

Eine Verringerung der Verluste durch Wärmestrahlung und –konvektion kann effektiv über die Verkürzung der Verfahrenslänge umgesetzt werden. Ist es möglich, die Verfahrenslänge eines Extruders um 50 % zu verringern, reduzieren sich die betrachteten Verluste äquivalent. Zudem kann eine Isolierung des Zylinders dessen Temperatur, welche maßgeblich die Wärmestrahlung und –konvektion beeinflusst, beispielhaft von 250 °C auf 60 °C reduzieren [Sc10]. Neben energetischen Aspekten wirkt sich die Zylinderisolierung positiv auf die Arbeitssicherheit an der Maschine aus, da typische Verbrennungen aufgrund der geringen Oberflächentemperaturen nahezu ausgeschlossen werden können.

Gelingt es zudem, den Verarbeitungsprozess dahingehen zu optimieren, dass sich eine Überhöhung der Schmelzetemperatur auch mit steigender Schneckendrehzahl vermeiden lässt, kann zudem auf eine aktive Kühlung des Zylinders weitestgehend verzichtet

werden. Lediglich im Einzugsbereich kann zur Verhinderung des frühzeitigen Aufschmelzens und je nach Art der Ausführung bislang nicht auf eine Temperierung verzichtet werden.

### 6.1.3 Schlussfolgerung

Das Potenzial zur Erhöhung der Energieeffizienz von Einschneckenextrudern hängt wesentlich von der Wahl des Antriebskonzeptes ab. Abhängig von den notwendigen Drehmomenten und der erforderlichen Schneckendrehzahl, sind der Torque Motor und der Synchronmotor die derzeit effizientesten verfügbaren Antriebskonzepte. Insbesondere letzterer arbeitet auch in weiten Bereichen außerhalb des Nennbetriebspunktes mit höchsten Wirkungsgraden.

Die Verkürzung und Isolierung der Verfahrenseinheit kann entstehende Wärmeverluste durch Strahlung und Konvektion deutlich reduzieren. Gelingt es gleichzeitig, die Entwicklung der Schmelzetemperatur mit steigender Schneckendrehzahl zu begrenzen und somit das Maß der später notwendigen Kühlung zu verringern, werden alle Einflüsse auf die Energieeffizienz eines Einschneckenextruders berücksichtigt und dessen Potenziale weitest möglich ausgeschöpft.

## 6.2 Konzept High-Speed S-Truder

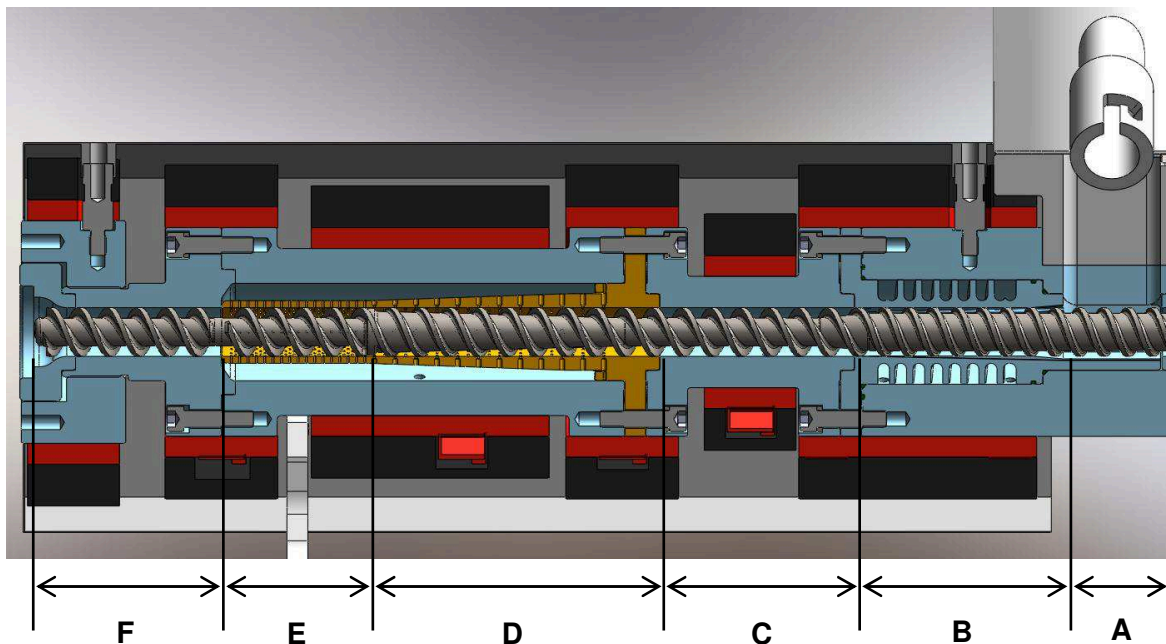
In der Abbildung 6-4 ist der *High-Speed S-Truder* in genuteter Ausführung und einer Gesamtlänge von  $20 D$ , bezogen auf einen Schneckendurchmesser von  $35 \text{ mm}$ , dargestellt.

Die Einfüllöffnung der Einfüllzone A besitzt eine rechtwinklige Kontur in den Abmaßen  $70 \times 39 \text{ mm}$  und ist in den Ecken mit einem Radius versehen. Zu Verbesserung des Materialeinzugs bei steigenden Schneckendrehzahlen ist sie mit einer Tasche versehen, die es dem einrieselnden Granulat erleichtern soll, den unteren Bereich der Schnecke zu erreichen. Zudem ist der Einfüllbereich mit axialen Nuten versehen, welche die Förderung in Umfangsrichtung behindern sollen.

Die anschließende wassergekühlte Einzugszone B besitzt eine Länge von  $4 D$  und kann entweder axial genutet oder glatt ausgeführt sein. In genuteter Ausführung besitzt sie 7 Nuten mit einer jeweiligen Breite von  $6 \text{ mm}$  und einer maximalen Tiefe von  $6 \text{ mm}$  im Übergangsbereich zur Einfüllzone. Zum Ende der Einzugszone läuft die Tiefe der Nuten linear aus. Die anschließende Zwischenzone C besitzt eine Länge von  $4 D$  und dient zum weiteren Druckaufbau.



Innerhalb der Zone *D* erfolgt die Feststoff/Schmelze-Trennung durch Abfuhr der Schmelze in den äußeren Ringspalt. Wie in Abbildung 6-5 dargestellt, besitzt die Plastifizierhülse dazu 23 axial gleichmäßig verteilte Bohrungsreihen über den Umfang mit jeweils 24 Bohrungen. Die insgesamt 552 Bohrungen besitzen an der Oberfläche zur Schnecke einen Durchmesser von 1,5 mm auf einer Länge von 2 mm. Zur Verringerung des Druckverlustes werden alle Bohrungen anschließend auf einen Durchmesser von 3,5 mm erweitert. Der speziell gestaltete Einlaufbereich der ersten zwei Bohrungsreihen verhindert eine Stagnation der Schmelze zwischen den Bohrungsauslässen und gewährleistet eine rein axiale Strömung im Ringspalt.



- A Einfüllzone
- B Einzugszone
- C Zwischenzone
- D Feststoff/Schmelze-Trennung
- E Distributive Homogenisierung
- F Ausstoßzone

**Abbildung 6-4 Modellhafte Darstellung High-Speed S-Truder**

Das Prinzip der Stromaufteilung statischer Mischer, jedoch innerhalb einer kurzen Verfahrenslänge, wird zur Entwicklung des neuen Mischkonzeptes *Siebkorbmischer* aufgegriffen. Grundlage ist die Frage, ob die Schmelze im Ringspalt nicht vor der Rückführung auf die Schnecke zusätzlich durch eine Stromaufteilung homogenisiert werden kann. Vor diesem Hintergrund wird der in Abbildung 6-5 dargestellte Siebkorbmischer entwickelt. Der Siebkorbmischer (*Zone E*) besitzt eine Länge von 3 *D* und zur Stromaufteilung 33 versetzte Bohrungsreihen mit insgesamt 792 Bohrungen von jeweils 1,5 mm Durchmesser. Somit teilt sich der Gesamtvolumenstrom in 792 einzelne

Schmelzeströme auf, die wiederum durch die am Bohrungsaustritt vorbeilaufenden Schneckenstege gesichert und unterbrochen werden. Zur Auslegung wird von einem maximalen Volumenstrom von

$$\dot{V}_{ges} = \frac{\dot{M}}{\rho} = \frac{180 \text{ kg/h}}{923 \text{ kg/m}^3} = 0,195 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad \text{Gl. 6-4}$$

ausgegangen. Dieser setzt einen bei Auslegung des Extrusionskonzeptes festgelegten minimalen spezifischen Durchsatz von  $0,18 \text{ kg/(h} \cdot 1/\text{min)}$  bei einer Drehzahl von  $1000 \text{ 1/min}$  voraus. Aus der Gesamtanzahl der Bohrungen ergibt sich unter Annahme einer gleichmäßigen Durchströmung ein jeweiliger Volumenstrom von:

$$\dot{V}_i = \frac{\dot{V}_{ges}}{N_B} = \frac{0,195 \text{ m}^3/\text{h}}{792} = 2,46 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad \text{Gl. 6-5}$$

Unter Berücksichtigung der Bohrungsquerschnittsfläche

$$A_i = \pi \cdot r^2 = \pi \cdot 0,00075^2 = 1,767 \times 10^{-6} \text{ m}^2 \quad \text{Gl. 6-6}$$

tritt jeder Schmelzestrom somit mit einer Geschwindigkeit von

$$v = \frac{\dot{V}_i}{A_i} = 0,039 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \text{Gl. 6-7}$$

aus der Bohrung aus. Berücksichtigt man zusätzlich die Schneckendrehzahl im hier ausgewählten Betriebspunkt, so wird jeder Schmelzestrom nach einer Austrittslänge von 2,4 mm durch einen Schneckensteg unterbrochen.

$$l = \frac{v}{n_{Schnecke}} = \frac{0,039 \text{ m/s}}{16,6 \text{ 1/s}} = 0,0024 \text{ m} \quad \text{Gl. 6-8}$$

Da erwartet wird, dass die stoffliche Homogenität sich mit kleiner werdender Austrittslänge verbessert, wird innerhalb des Siebkorbmischers eine zweigängige Schneckenengeometrie eingesetzt, wodurch sich die theoretische Austrittslänge nochmals halbiert.

Der mit der Plastifizierhülse einteilig ausgeführte Siebkorbmischer in Abbildung 6-5 besitzt am Ende einen Leckspalt zum umgebenen Zylinder. Um eine aufwändige Konstruktion und Fertigung des Auslaufbereichs zu vermeiden, soll ein geringer Anteil der Schmelze im Ringspalt durch den  $0,3 \text{ mm}$  breiten Spalt auf die Schnecke zurückgeführt werden.

Die  $3 D$  lange Ausstoßzone (Zone F) im Anschluss an die Rückführung der Schmelze auf die Schnecke dient zum weiteren Druckaufbau. Zur Simulation des Gegendrucks eines Extrusionswerkzeuges wird wiederum eine Druckdrossel eingesetzt, welche über Variation der Pinolenstellung unterschiedliche Strömungsverhältnisse und somit Druckverluste verursacht.

Die in Kombination mit der genuteten Einzugszone verwendete Schnecke ist durchgehend zweigängig ausgeführt. Im Einzugsbereich besitzt sie eine Steigung von  $0,8 D$  und eine Gangtiefe von  $4 \text{ mm}$ . Innerhalb der Zwischenzone vergrößert sich die Gangtiefe auf  $7,5 \text{ mm}$ , bevor sie innerhalb der Plastifizierzone auf  $2 \text{ mm}$  ausläuft. Die Gangsteigung vergrößert sich zu Beginn der Zwischenzone auf  $1,2 D$  und bleibt über die weitere Schneckenlänge konstant. Zwischen der Plastifizier- und Homogenisierzone wird der Schneckenkanal durch einen in Umfangsrichtung verlaufenden Schneckensteg bis auf ein Schneckenspiel von  $0,1 \text{ mm}$  vollständig verschlossen, wodurch der beim *KoAx-S-Truder* beobachtete Transport von Feststoff in die anschließende Ausstoßzone verhindert werden soll.

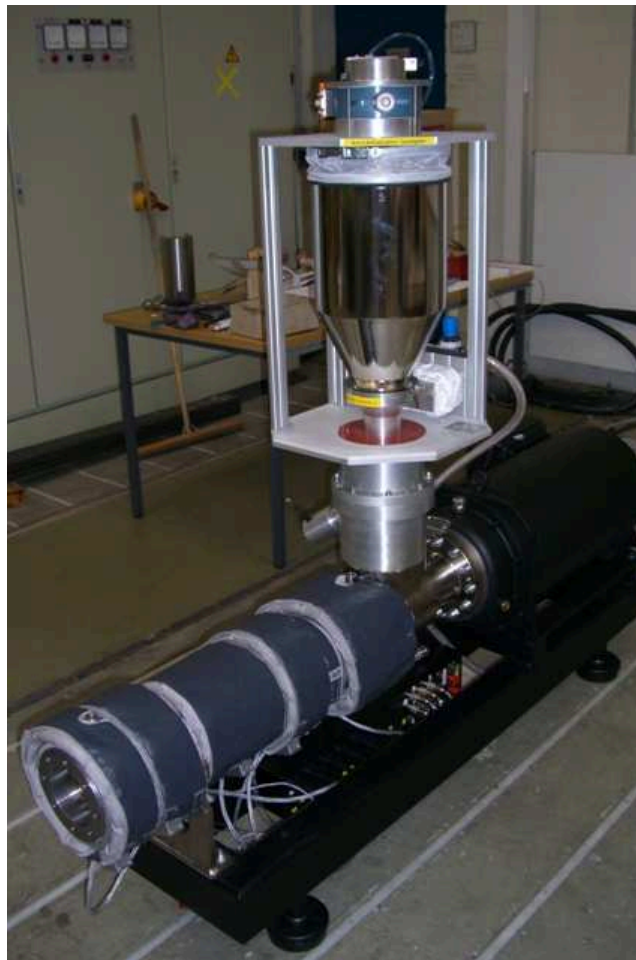


**Abbildung 6-5** Feststoff/Schmelze-Trennung mit anschließender Homogenisierzone

Mit Ausnahme des wassergekühlten Einzugsbereichs wird zur Steigerung der Effizienz auf eine Zwangskühlung der Zylinder durch Lüfter bewusst verzichtet. Alle Zylinderelemente sind von der Fa. *WEMA GmbH* mit Keramikheizbändern (*KH210*) und Zylinderisolierungen (*ISOWEMA*) zur Verringerung der Konvektionsverluste versehen. Zur

Reduzierung der Strahlungsverluste wird der isolierte Zylinder zusätzlich mit einer Metallabdeckung versehen.

Als hocheffizientes Antriebskonzept wird gemäß Kapitel 6.1.1 ein Synchron-Direktantrieb vom Typ *MF16.3-6WI* (*Oswald GmbH*) eingesetzt. Da bewusst auf ein Untersetzungsgetriebe verzichtet wird, ist die axiale Drucklagerung im Antrieb integriert. Der Motor besitzt eine Leistung von *75 kW* und verfügt über ein Nenndrehmoment von *409 Nm* bei einer Nenndrehzahl von *1750 1/min*. Er ist, wie der Frequenzumrichter, wassergekühlt und somit geräuscharm. Der vollständige Extruder ist in der nachfolgenden Abbildung 6-6 dargestellt.



**Abbildung 6-6**     *High-Speed S-Truder*

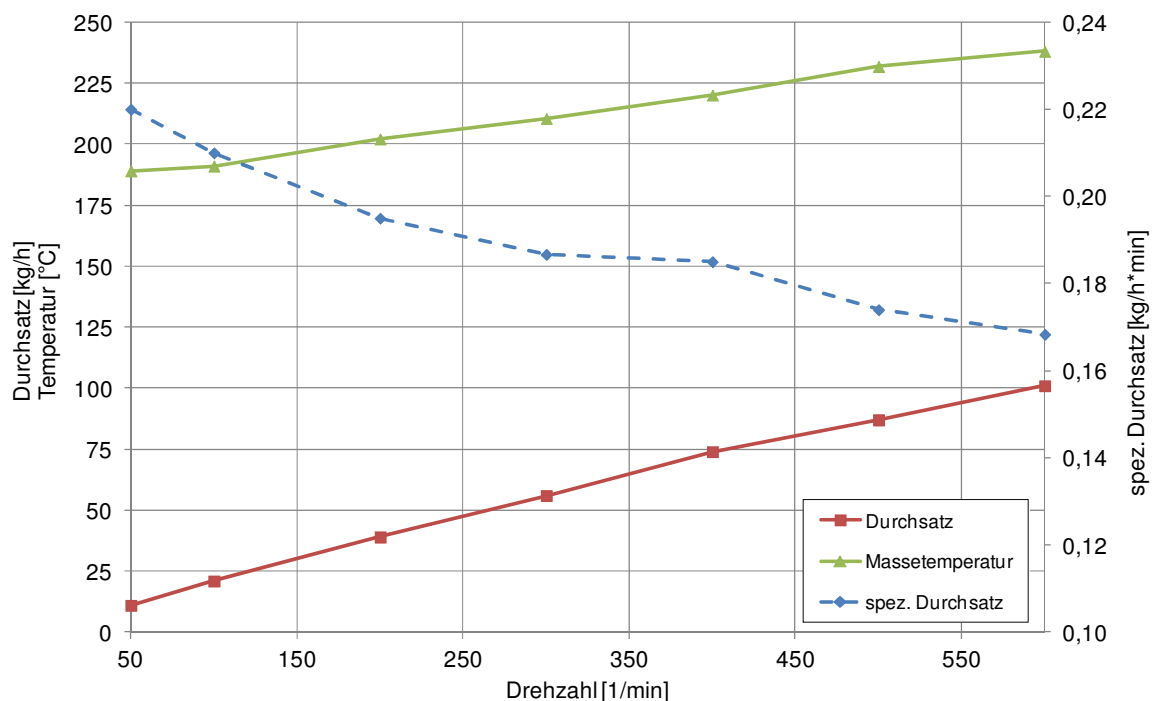
### 6.3 Plastifizierungsversuche

Innerhalb der Plastifizierungsversuche werden verschiedene Betriebspunkte (Schneckendrehzahlen) angefahren und gehalten, bis sich ein stationärer Zustand einstellt. Als Kriterien werden dabei die Schmelztemperatur und das Drehmoment des Antriebs herangezogen. Sind beide konstant, werden die wichtigsten Prozessparameter über die Steuerung aufgezeichnet. Wenn nicht explizit darauf hingewiesen, wird der Gegendruck der Drossel

im niedrigsten Betriebspunkt auf einen vorgegebenen Wert von *200 bar* eingestellt. Die Drosselstellung bleibt in allen weiteren Betriebspunkten höherer Drehzahlen konstant.

### 6.3.1 Nutbuchsenausführung

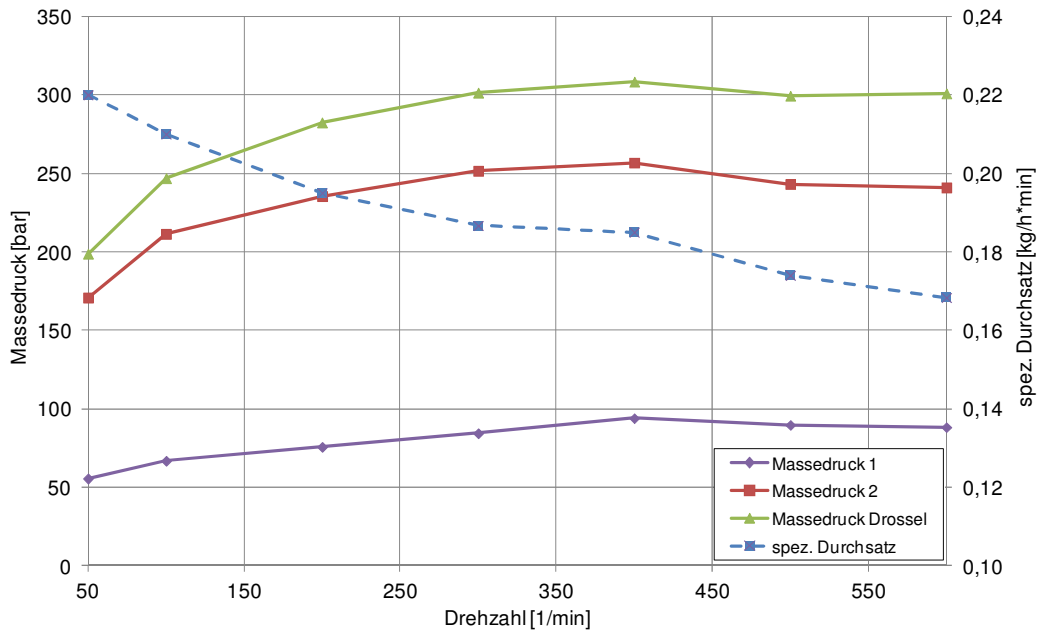
Die nachfolgende Abbildung 6-7 zeigt dabei die Versuchsergebnisse für ein *PE-LD Lupolen 2420D*. Charakteristisch ist der mit steigender Schneckendrehzahl abfallende spezifische Durchsatz. Die Abnahme beträgt im untersuchten Drehzahlbereich 33 % und führt zu einer deutlichen Erhöhung der Schmelzetemperatur. Oberhalb einer Drehzahl von *600 1/min* übersteigt sie die obere Grenze des maximal empfohlenen Verarbeitungsfensters, weshalb auf eine weitere Drehzahlerhöhung verzichtet wird.



**Abbildung 6-7** Plastifizierungsversuche *Lupolen 2420 D (PE-LD)*

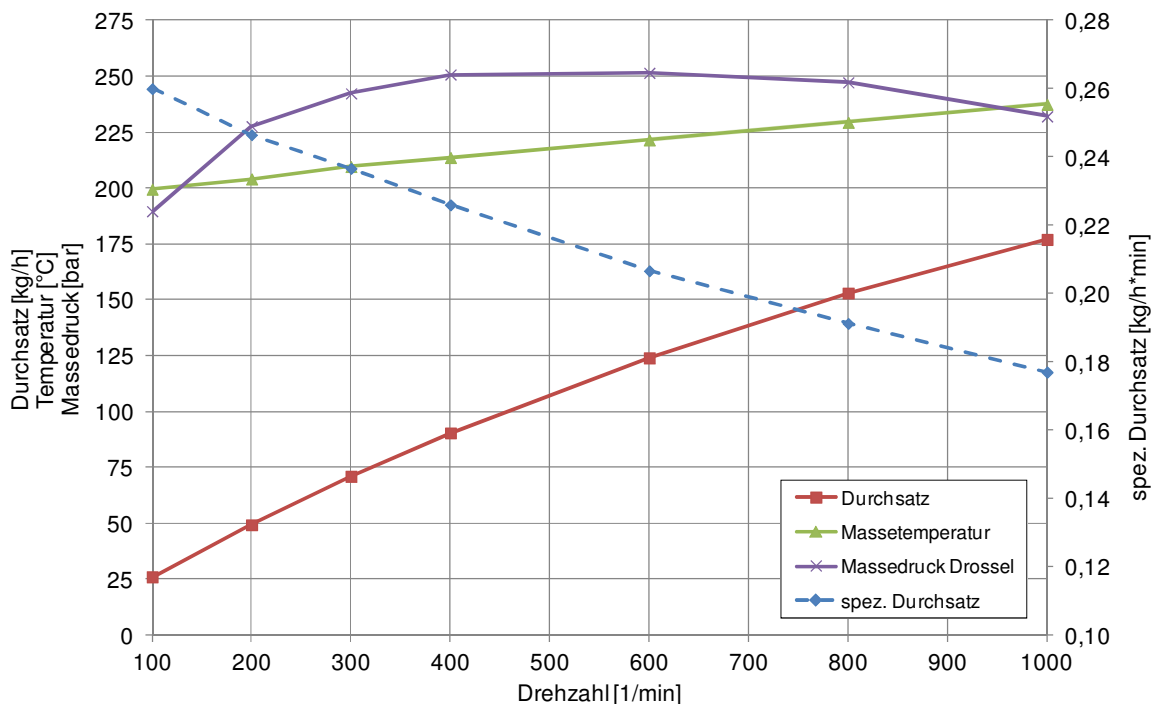
Die Abbildung 6-8 zeigt das Druckverhalten in den untersuchten Betriebspunkten. Der Gegendruck der Druckdrossel wurde bei einer Drehzahl von *50 1/min* auf ca. *200 bar* eingestellt. Der weitere Druckanstieg resultiert aus dem gesteigerten Durchsatz bei konstanter Drosselstellung. Der Massedruck 1 stellt den Druck in der *Zone C* dar und ist charakteristisch für das Betriebsverhalten der Nutbuchse.

Deutlich zeigt sich, dass der Anteil am Gesamtdruckaufbau betriebspunktabhängig bei maximal 30 % liegt. Der überwiegende Druckaufbau erfolgt bis zum Ende der Feststoff/Schmelze-Trennung (Massetdruck 2). Dadurch wird die Nutbuchse entlastet und ein übermäßiger Verschleiß insbesondere bei hohen Schneckendrehzahlen verhindert.



**Abbildung 6-8** Druckaufbau des *High-Speed S-Truders (PE-LD)*

Äquivalente Ergebnisse zeigen sich bei Verarbeitung eines Polypropylens *HC 205 FF* in Abbildung 6-9. Der Abfall des spezifischen Durchsatzes beträgt etwa 31 % im untersuchten Drehzahlbereich. Da letzterer jedoch größer ist als beim *PE-LD*, ist der Abfall weniger stark ausgeprägt. Unter Einhaltung der maximalen Schmelzetemperatur kann ein Massedurchsatz von 177 kg/h bei einer Drehzahl von 1000 1/min erreicht werden.

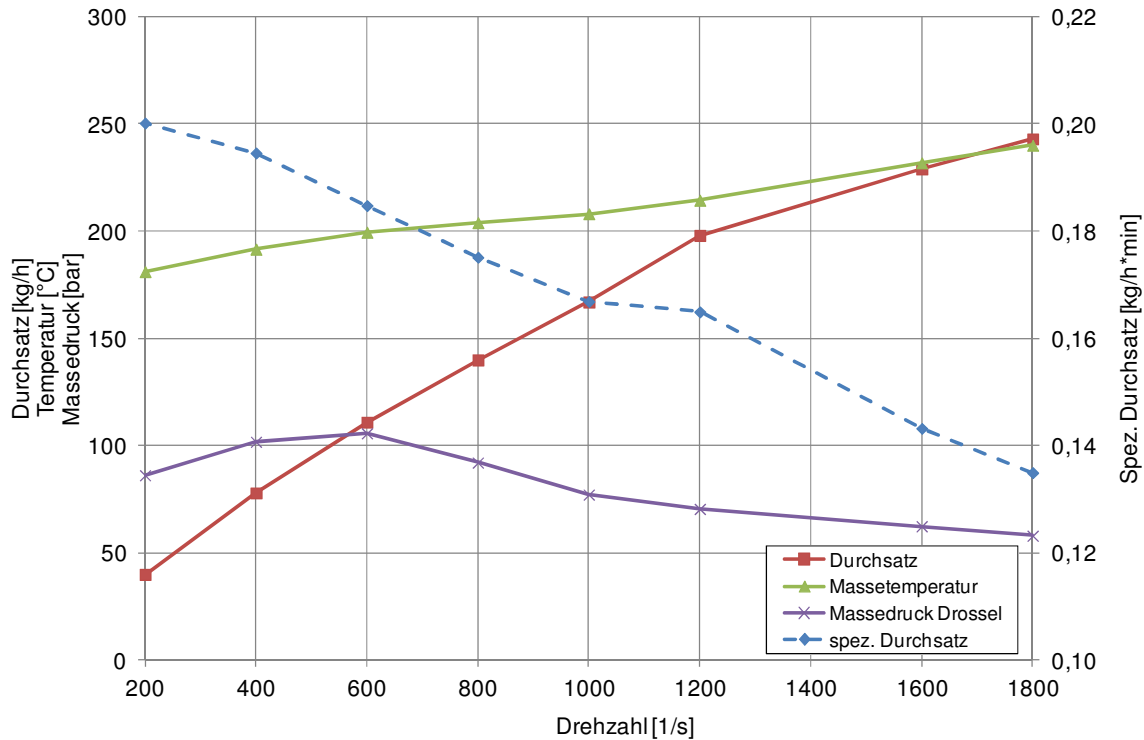


**Abbildung 6-9** Plastifizierungsversuche *HC 205 FF (PP-Homopolymer)*

In der Abbildung 6-10 sind Plastifizierungsversuche mit einem *PE-LD Lupolen 3010 D*, welches eine nahezu identische Viskositätsfunktion zum *Lupolen 2420 D* besitzt, bei verringertem



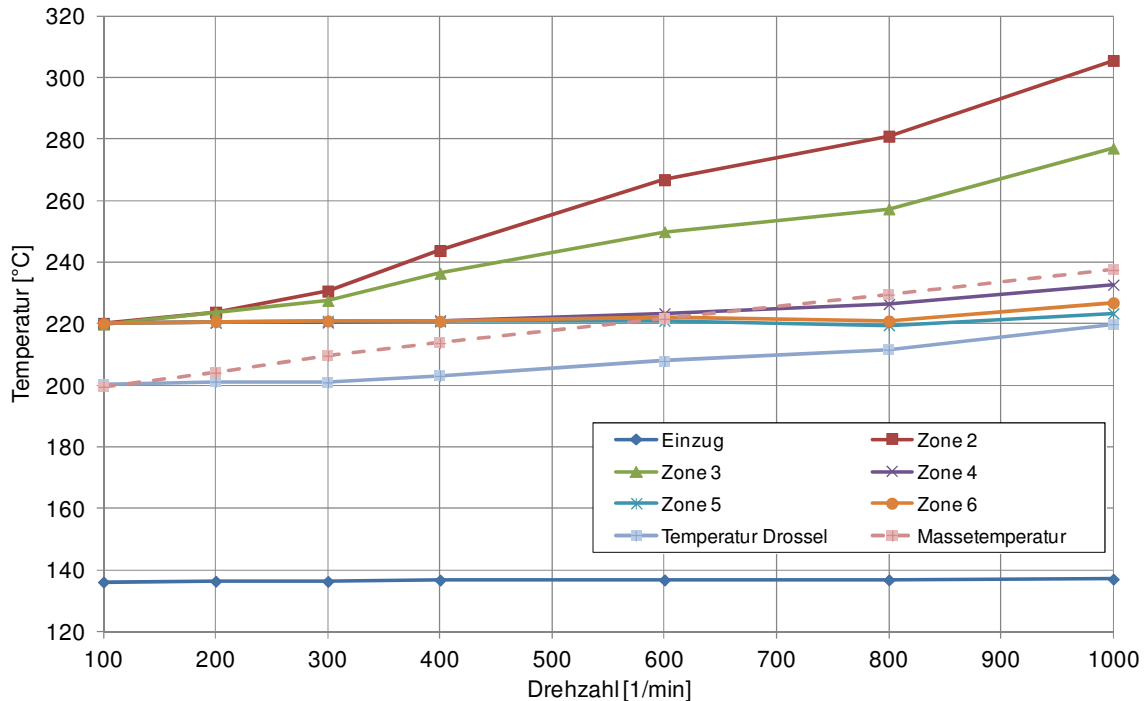
Gegendruck von 70 bar (100 1/min) dargestellt. Der prozentual nahezu identische Gesamtabfall des spezifischen Durchsatzes von 30 % erstreckt sich hier auf einen vergrößerten Drehzahlbereich bis 1600 1/min. Durch den verringerten Einfluss des niedrigeren Druckniveaus auf die Viskosität können Umfangsgeschwindigkeiten von 2,93 m/s unter Einhaltung der Schmelzetemperatur und einem Massedurchsatz von 229 kg/h erreicht werden.



**Abbildung 6-10 Plastifizierungsversuche Lupolen 3010 D (PE-LD)**

Die Entwicklung der Zylindertemperaturen ist insbesondere vor dem Hintergrund interessant, als dass der Extruder mit Ausnahme der Einzugszone nicht aktiv gekühlt wird. In Abbildung 6-11 sind die Zylindertemperaturen bei der Verarbeitung des Polypropylens dargestellt. Die Einzugszone wird während des Versuches über die Wassertemperierung mit 135 °C betrieben. Mit Ausnahme der Drossel (200 °C) werden alle anderen Zylinderzonen auf 220 °C aufgeheizt. Mit steigender Schneckendrehzahl steigen die Temperaturen der Zylinderzonen 2 und 3 deutlich auf 305 °C respektive 280 °C an. In der Zone 2 (Zone C in Abbildung 6-4) beginnt das Anschmelzen mit einem sehr dünnen Schmelzefilm an der Zylinderwand. Durch die hohen Schergeschwindigkeiten im Schmelzefilm führt die Dissipation wiederum zu stark überhöhten Schmelzetemperaturen, da die Schmelze in dieser Zone die Schnecke noch nicht verlassen kann. Die Zylindertemperatur der Plastifizierhülse in Zone 3 (Zone D in Abbildung 6-4) übersteigt zwar deutlich die empfohlene Schmelzetemperatur, doch ist der Anstieg weniger stark ausgeprägt, da die dissipierte Wärme mit der Schmelze kontinuierlich abgeführt wird.

Die deutliche Überhöhung der Zylindertemperatur macht sich jedoch nur begrenzt in der Entwicklung der Schmelzetemperatur bemerkbar. Grund dafür ist die geringere Verweilzeit der Schmelze in diesem Zylinderabschnitt bei steigenden Schnecken-drehzahlen.



**Abbildung 6-11 Zylindertemperaturen HC 205 FF (PP-Homopolymer)**

Zudem werden Anteile der Dissipationsenergie durch den hohen Temperaturgradienten in das Feststoffbett abgeführt. Die Überhöhung der Zylindertemperatur in der nachfolgenden Plastifizierhülse wird nach eigener Einschätzung wesentlich durch Wärmeleitung aus der Zone 2 hervorgerufen, da die Plastifizierhülse unmittelbar im Anschluss an diese Zone ohne eine Wärmetrennung angeflanscht ist. Die Temperaturerfassung erfolgt somit im Flansch selbst und gibt wenig Auskunft über den Temperaturverlauf der gesamten Hülse. Selbst wenn die Plastifizierhülse Temperaturen deutlich über 220 °C besäße, wirkt sich dies durch die unmittelbare Abfuhr der Schmelze nur begrenzt auf die mittlere Schmelzetemperatur aus. Beleg dafür sind die nahezu konstanten Temperaturen aller nachfolgenden Zylinderzonen sowie die durchgeführten Schmelzetemperaturmessungen vor Eintritt in das Drosselwerkzeug. Dennoch muss sichergestellt werden, dass durch hohe Schmelzetemperaturen bei Aufschmelzbeginn keine Schädigung des Materials stattfindet, weshalb die Temperaturentwicklung möglichst begrenzt werden sollte. Mögliche Maßnahmen dazu werden im Ausblick dieser Arbeit diskutiert.

Schlussendlich belegen die Versuchsergebnisse das Potenzial der Feststoff/Schmelze-Trennung auch bzw. insbesondere für die Anwendung hoher Schneckenumfangsgeschwindigkeiten. Wie belegt wird, begrenzen die entstehenden Schmelzetemperaturen, welche wesentlich durch den Abfall des spezifischen Durchsatzes verursacht werden, den



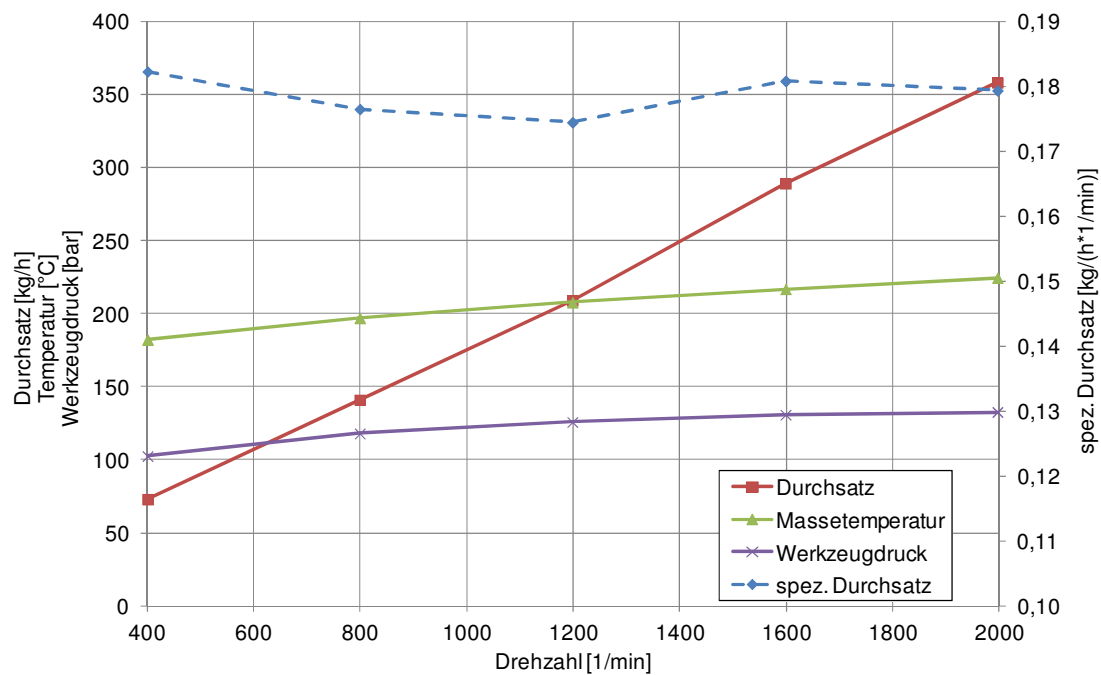
Betrieb mit noch höheren Schneckenumfangsgeschwindigkeiten über  $3\text{ m/s}$  hinaus. Eine Möglichkeit, den Abfall des spezifischen Massedurchsatzes mit steigender Schneckendrehzahl zu begrenzen, besteht in der Verringerung der Gangzahl. Während sich zweigängige Schnecken bei Versuchen größerer Schneckendurchmesser in [Ra08] positiv auf die Durchsatzstabilität und im Allgemeinen positiv auf die Schneckenzentrierung auswirken, behindert der zusätzliche Steg insbesondere bei kleinen Schneckendurchmessern den Füllvorgang der Schnecke mit Granulat. Da das zur Verfügung stehende Drehmoment des Antriebs jedoch nur begrenzt eine weitere Steigerung des spezifischen Durchsatzes zulässt, wird auf eine Änderung der Schneckengangzahl verzichtet.

Unerwartet gut erweist sich hingegen der Druckaufbau der Schnecke trotz ihrer kurzen Verfahrenslänge. Da die Nutbuchse nicht mehr als 30 % zum Druckaufbau in den Versuchen beiträgt, wird ein Umbau auf ein glattes Einzugsystem vorgenommen.

### 6.3.2 Glattrohrausführung

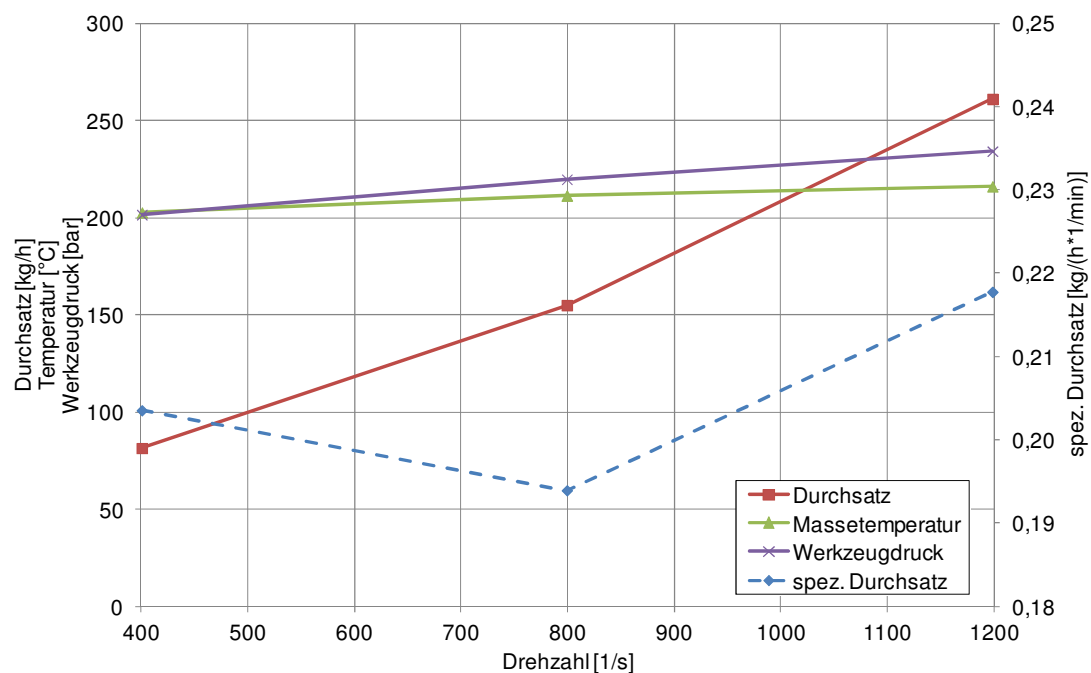
Mit Ausnahme der Einzugszone entspricht der Aufbau des Extruders der Abbildung 6-4. Die zum Einsatz kommende Schnecke ist im Bereich der Einzugs- und Plastifizierungszone eingängig mit einer Steigung von  $1,2\text{ D}$  und einer abnehmenden Gangtiefe von  $6\text{ mm}$  auf  $2\text{ mm}$  ausgeführt. Zur verbesserten Homogenisierung ist die Schnecke im Bereich des Siebkorbmischers, wie zuvor diskutiert, ebenso zweigängig ausgeführt wie in der anschließenden Ausstoßzone. Eine Gangtiefe von  $7,5\text{ mm}$  soll in diesen Bereichen die Dissipation insbesondere bei hohen Schneckendrehzahlen verringern. Zur Referenz der Versuche mit der genuteten Einzugszone wird das *PE-LD Lupolen 2420 D* erneut verarbeitet (Abbildung 6-12).

Im Vergleich liegt der spezifische Durchsatz auf einem niedrigeren Niveau, während er jedoch über einen großen Drehzahlbereich bis  $2000\text{ 1/min}$  nahezu aufrecht gehalten werden kann. Bei der maximalen Schneckenumfangsgeschwindigkeit von  $3,6\text{ m/s}$  wird ein Durchsatz von  $358\text{ kg/h}$  erreicht. Die Schmelztemperatur erhöht sich im untersuchten Drehzahlbereich um  $45\text{ °C}$ , ohne jedoch die maximal empfohlene Verarbeitungstemperatur zu überschreiten.



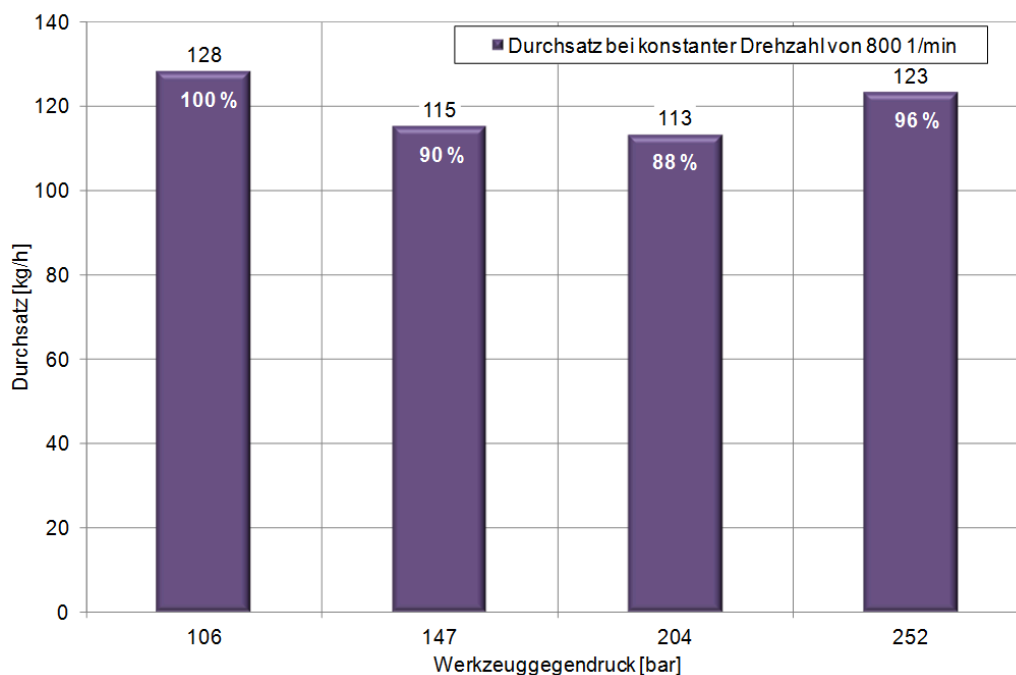
**Abbildung 6-12** Plastifizierungsversuche *Lupolen 2420 D (PE-LD)*

Nachfolgend werden Ergebnisse von Plastifizierungsversuchen mit einem *PE-LLD* vom *Typ Dowlex NG5056G* dargestellt. Die Versuche werden mit erhöhtem Gegendruck durchgeführt, wobei der Druckverlust des Drosselwerkzeugs bei einer Drehzahl von 400 1/min auf 200 bar eingestellt wird. Der Drosselspalt bleibt in allen Betriebspunkten unverändert. Auch wenn der spezifische Durchsatz im untersuchten Drehzahlbereich auf insgesamt hohem Niveau liegt, variiert dieser im Bereich von etwa 15 % ohne eindeutige Tendenz.



**Abbildung 6-13** Plastifizierungsversuche *Dowlex NG5056G (PE-LLD)*

Bei einer Schneckendrehzahl von  $1200 \text{ 1/min}$  beträgt der Durchsatz unter Einhaltung der maximalen Schmelzetemperatur  $261 \text{ kg/h}$ . Wie bereits in den Grundlagen beschrieben wird, ist das Förderverhalten von konventionellen Extrudern mit glatter Einzugszone vom Gegendruck abhängig. Zur Beurteilung dieser Gegendruckempfindlichkeit werden Versuche mit konstanter Drehzahl und variablem Gegendruck durchgeführt. Wie die Abbildung 6-14 zeigt, ist der Abfall des spezifischen Durchsatzes im untersuchten Gegendruckbereich mit 12 % gering ausgeprägt. Bei einem Gegendruck von  $252 \text{ bar}$  ist er nahezu identisch zum niedrigsten Gegendruck von  $106 \text{ bar}$ . Der unerwartete Anstieg des spezifischen Durchsatzes bei  $252 \text{ bar}$  Werkzeuggegendruck ist möglicherweise auf sich verändernde Reibwerte der Einzugszone zurückzuführen.

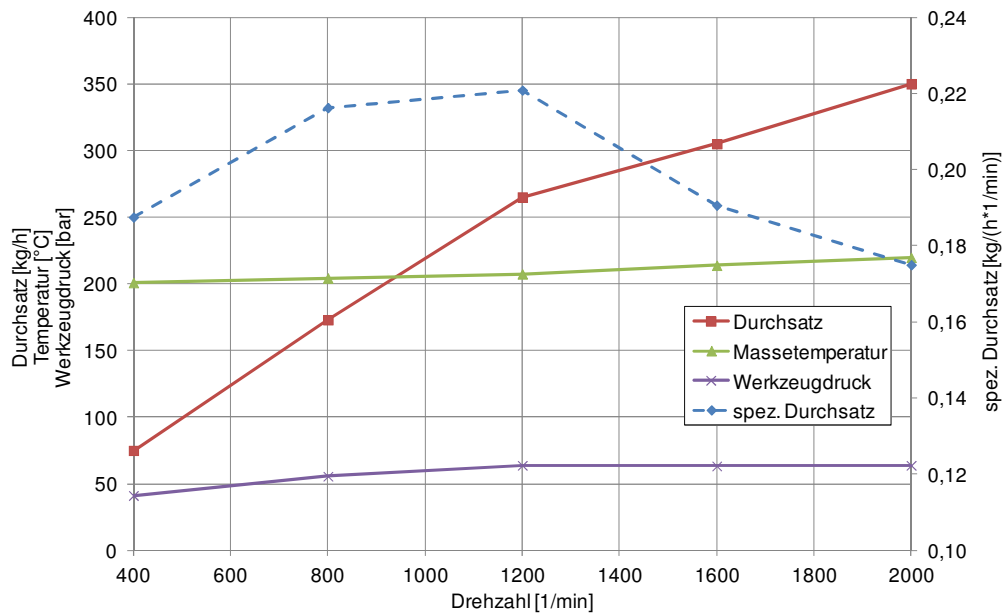


**Abbildung 6-14 Gegendruckabhängigkeit Dowlex NG5056G (PE-LLD)**

Da dieses Verhalten bei keinem weiteren Material oder Betriebspunkt beobachtet werden kann, ist auch ein Messfehler nicht auszuschließen. Eine weitere Steigerung des Gegendrucks ist mit dem eingesetzten Drosselwerkzeug nicht möglich.

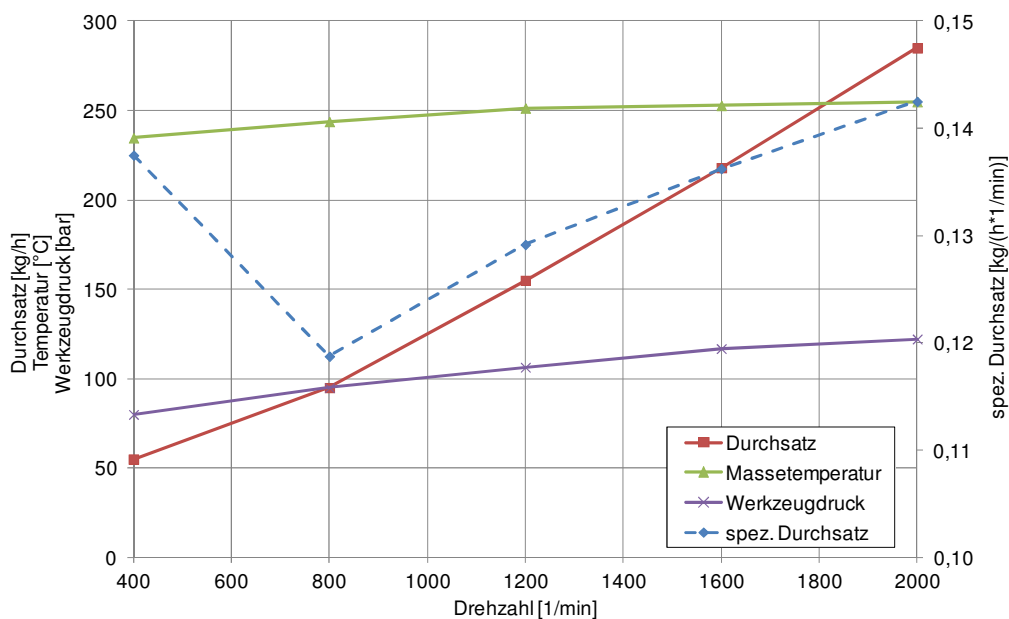
Nachfolgend werden Ergebnisse von Extrusionsversuchen mit einem PP Homopolymer vom Typ HC 205 FF und einem hochzähen PE100 vom Typ Eltex TUB 121 N2025 dargestellt. Beide Materialien werden mit verringertem Gegendruck plastifiziert, wobei der Drosselspalt im Werkzeug in allen Betriebspunkten vollständig geöffnet ist. Der sich bei niedriger Drehzahl einstellende Druckverlust entspricht etwa dem notwendigen Einlaufdruckverlust einer Schmelzepumpe. Dadurch wird der benötigte Aufbau des Drucks zur Überwindung des Extrusionswerkzeuges vom Extruder entkoppelt und der Betrieb in Kombination mit einer Schmelzepumpe nachgestellt. Wie Abbildung 6-15 zeigt, fällt der spezifische Durchsatz nach anfänglicher Steigerung bis zu einer Drehzahl von

1200 1/min mit weiter Drehzahlerhöhung um ca. 20 % ab. Da dieser jedoch insgesamt auf hohem Niveau liegt, ergibt sich bei maximaler Drehzahl von 2000 1/min ein Durchsatz von 350 kg/h bei einer Schmelzetemperatur von 220 °C. Über den gesamten Drehzahlbereich erfolgt somit lediglich eine Temperaturerhöhung von 20 °C.



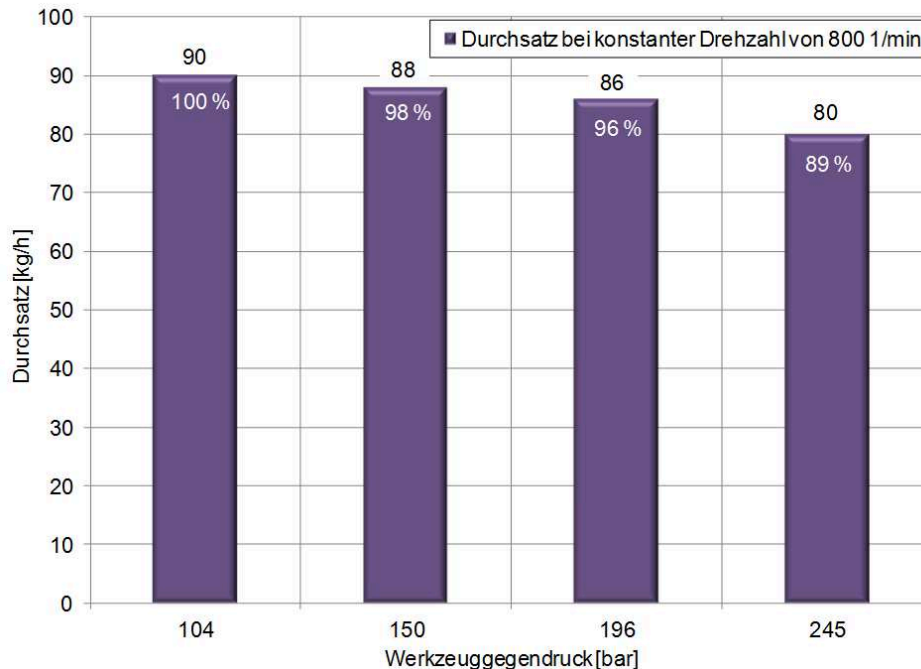
**Abbildung 6-15** Plastifizierungsversuche *HC 205 FF (PP-Homopolymer)*

Eine ähnliche Entwicklung der Schmelzetemperatur ist bei Verarbeitung des *PE100* in Abbildung 6-16 zu beobachten. Da das Niveau des spezifischen Durchsatzes insgesamt jedoch vergleichsweise niedrig ist, liegt die Schmelzetemperatur im gesamten Drehzahlbereich über der maximal empfohlenen Verarbeitungstemperatur.



**Abbildung 6-16** Plastifizierungsversuche *Eltex TUB 121 N2025 (PE 100)*

In Abbildung 6-17 wird erneut die Gegendruckempfindlichkeit durch Variation des Gegendruckes bei konstanter Schneckendrehzahl von  $800\ 1/min$  dargestellt. Während der Abfall des Durchsatzes mit steigendem Gegendruck beim *PE100* im Vergleich zum *PE-LLD* eine eindeutig abfallende Tendenz aufweist, liegt der relative Abfall nahezu identisch bei 11 %.



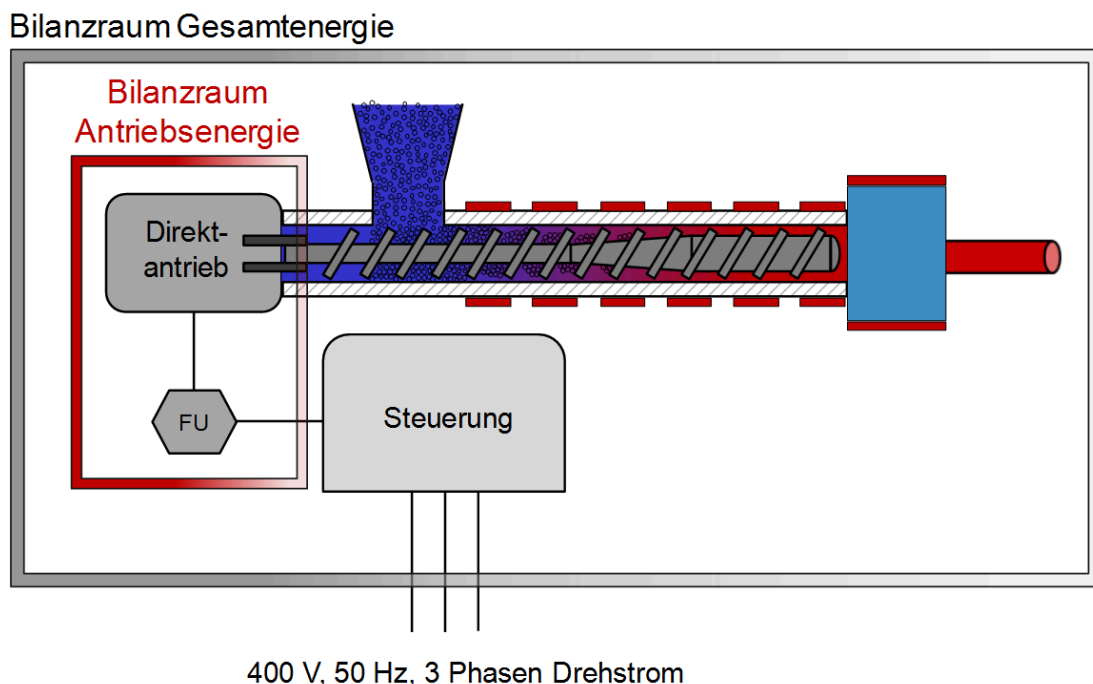
**Abbildung 6-17 Gegendruckabhängigkeit Eltex TUB 121 N2025 (PE 100)**

Im Vergleich der Ergebnisse aller untersuchten Materialien untereinander erweist sich die Länge der glatten Einzugszone von  $4D$  als unzureichend. Die Druckmessung in der Zwischenzone C ergibt nahezu von der Schneckendrehzahl unabhängig niedrige Drücke von weniger als  $10\ bar$ . Eine Verlängerung der Einzugszone erscheint notwendig, um sowohl das Druckaufbauvermögen als auch die Stabilität der Feststoffförderung zu verbessern. Des Weiteren kann beobachtet werden, dass das Förderverhalten und somit das Niveau und die Stabilität des spezifischen Durchsatzes von der Temperatur der Schnecke und des Zylinders in der Einzugszone abhängig ist. Während zur Verarbeitung des *PE-LD* die Einzugszonentemperatur oberhalb der Aufschmelztemperatur liegen kann, ist zur Verarbeitung des *PP-Homopolymers* ein Temperaturfenster zwischen  $50\ ^\circ C$  und  $100\ ^\circ C$  erforderlich. Während das *PE100* bei einer Zylindertemperatur von  $30\ ^\circ C$  die höchsten spezifischen Durchsätze zeigt, ist eine Verarbeitung des *PP-Homopolymers* bei derart niedrigen Einzugszonentemperaturen nicht möglich, da die Feststoffförderung nahezu vollständig aussetzt. Der Grund dafür liegt in den temperaturabhängigen Reibeigenschaften der Granulate und der Zylinderoberfläche. So sind in Abhängigkeit des zu verarbeitenden Materials unterschiedliche Temperaturen der Einzugszone zu wählen, um einen möglichst hohen spezifischen Durchsatz zu erreichen.

Darüber hinaus zeigen die Untersuchungen, dass eine Wärmetrennung zwischen Einzugs- und Einfüllzone ergänzt werden sollte. Insbesondere bei hohen Temperaturen in der Einzugszone, kommt es durch Wärmeleitung zu ebenfalls hohen Temperaturen im Einfüllbereich, wodurch das Granulat dazu neigt, an den heißen Oberflächen anzukleben und somit den Materialfluss auf die Schnecke zu behindern. Diesem Phänomen kann ebenfalls durch eine zusätzliche Wassertemperierung des Einfüllbereichs entgegengewirkt werden, wodurch jedoch weitere thermische Verluste erzeugt werden und sich der energetische Wirkungsgrad des Extruders verschlechtert.

#### 6.4 Energieeffizienzanalyse

Die Steuerung des Konzeptes *High-Speed S-Truder* verfügt zur Energieeffizienzbeurteilung über eine integrierte Leistungsmessung. Über die Messung der elektrischen Ströme mittels integrierten Stromwandlern und Strommesszangen und der jeweils bekannten anliegenden elektrischen Spannung wird die tatsächlich eingebrachte Wirkleistung fortlaufend berechnet. Zur Beurteilung der separaten Leistungsanteile von Antrieb und Frequenzumrichter sowie der Zylinderheizungen erfolgt die Leistungsmessung an zwei Positionen im Schaltschrank.

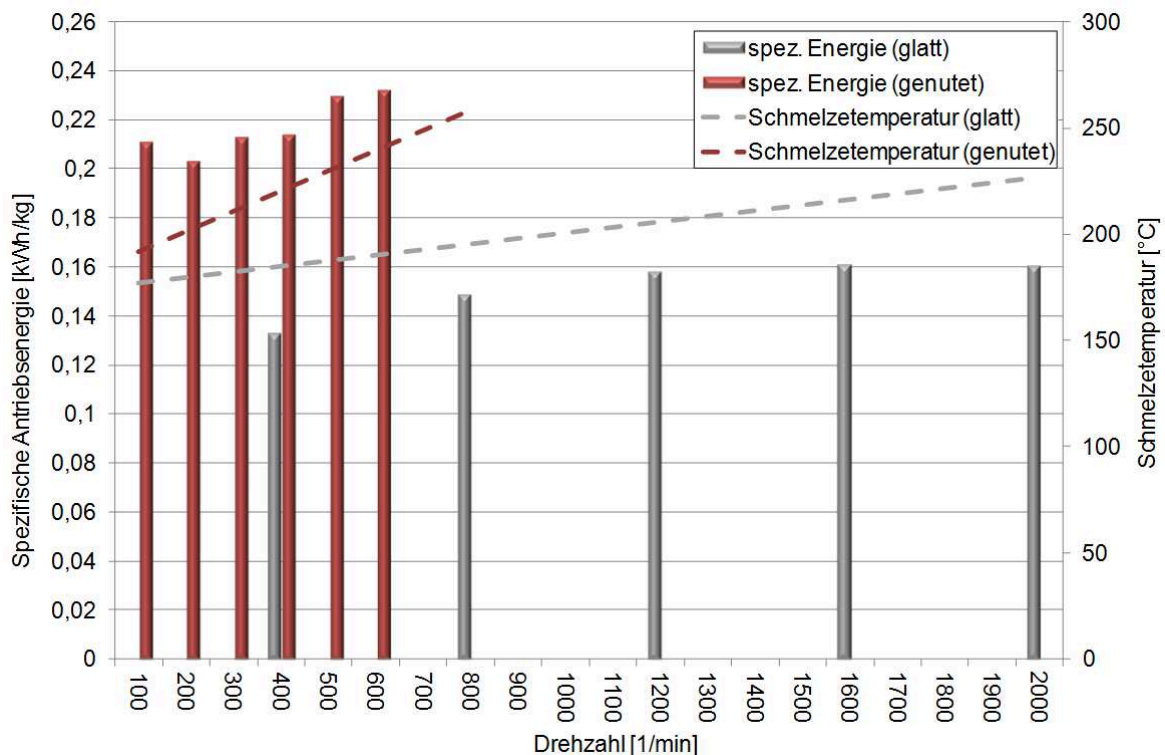


**Abbildung 6-18 Bilanzräume der integrierten Leistungsmessung**

Zur Bestimmung der Gesamtleistung erfolgt die erste Leistungsmessung unmittelbar nach der Einspeisung in den Schaltschrank. Die zweite Leistungsmessung erfasst hingegen lediglich den Synchronantrieb und den Frequenzumrichter. Über die Differenz der berechneten Leistungen sind Rückschlüsse auf den Anteil der Heizleistung sowie der

anderweitig benötigten Leistung (Touch Panel, Schalt- und Messelektronik) möglich. Nicht erfasst werden kann hingegen die Leistung des Temperiergerätes der wassergekühlten Einzugszone. Die abgeführte Verlustenergie kann jedoch über einen Vergleich theoretisch notwendiger und praktisch ermittelter Energiemengen eingeschätzt werden.

Die nachfolgende Auswertung zum spezifischen Energieverbrauch stellt zunächst die Versuchsergebnisse unter Verwendung der genuteten sowie der glatten Einzugszone bei Verarbeitung des *PE-LD* in unterschiedlichen Betriebspunkten gegenüber.

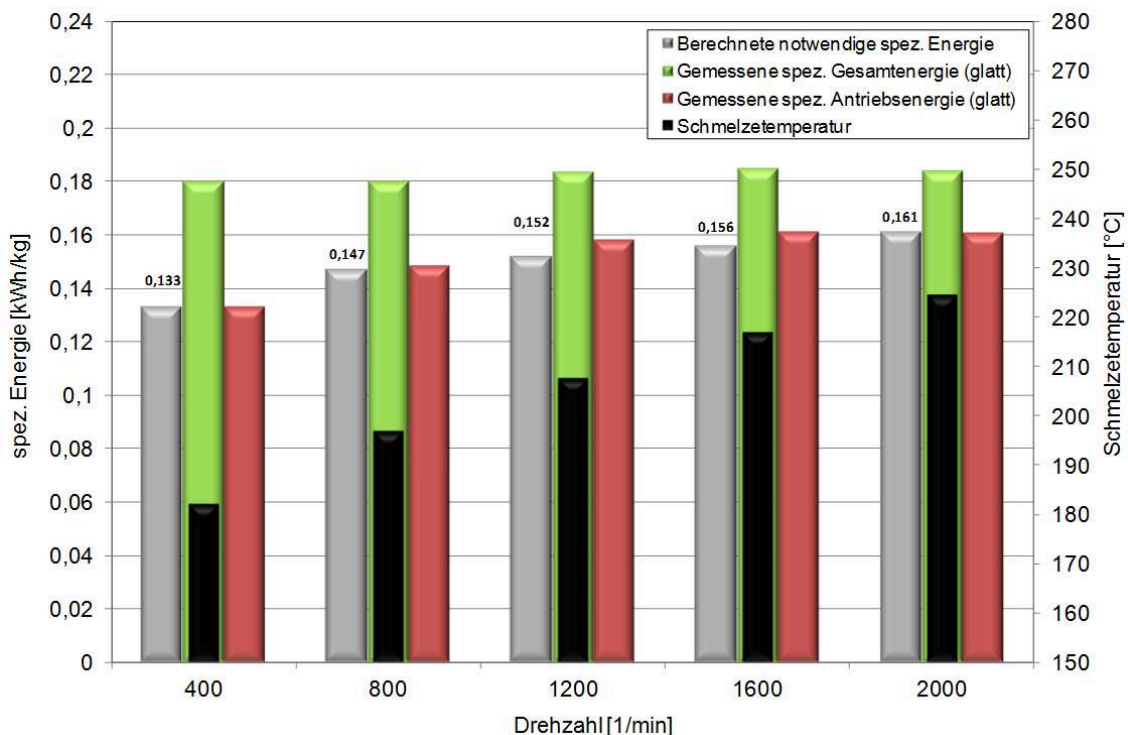


**Abbildung 6-19 Spezifische Antriebsenergie für ein Lupolen 2420 D (PE-LD)**

In Abbildung 6-19 wird die berechnete spezifische Antriebsenergie beider Konzepte gegenübergestellt. Charakteristisch ist die in allen Betriebspunkten höhere spezifische Antriebsenergie bei Verwendung der genuteten Einzugszone. Da die jeweilige Schmelztemperatur und das Druckniveau in allen Betriebspunkten nicht identisch sind, ist ein direkter Vergleich über die gemessenen Energiemengen nicht möglich. Berücksichtigt man hingegen die Temperaturdifferenzen der Schmelze in den jeweiligen Betriebspunkten und die daraus resultierenden unterschiedlichen theoretisch benötigten Enthalpiemengen, ist ein Vergleich beider Versuchsdatensätze möglich. Demnach betragen die Verluste in der genuteten Einzugszone zwischen 20 % und 30 % der eingebrachten spezifischen Antriebsenergie. Die Messung belegt somit den grundsätzlich höheren reibungsverursachten Energieverlust von genuteten Einzugsystemen im Vergleich zu glatten Einzugszonen. Bereits oberhalb einer Schneckendrehzahl von 400-

600 1/min (werkstoffabhängig) erfolgt die Einbringung der gesamten zur Plastifizierung notwendigen Energie ausschließlich durch mechanische Antriebsenergie.

In der Abbildung 6-20 erfolgt ein Vergleich der gemessenen spezifischen Gesamt- und Antriebsenergien bei Verwendung des glatten Einzugs mit den jeweils vom Betriebspunkt abhängigen theoretisch notwendigen Energiemengen. Zur Ermittlung der jeweils notwendigen spezifischen Energiemengen wird auf spezifische Enthalpiewerte aus [EE+05] zurückgegriffen. In jedem Betriebspunkt wird die theoretisch notwendige Energie in Abhängigkeit der Schmelztemperatur und des Schmelzedrucks berechnet und mit Literaturwerten der spezifischen Enthalpien aus [EE+05] verglichen. Die Differenz aus spezifischer Antriebsenergie und theoretisch notwendiger Energie liegt für alle nachfolgend dargestellten Versuchsreihen unterhalb von 5 %. Lediglich bei niedrigen Schneckendrehzahlen weit außerhalb des Nennbetriebspunktes des Antriebes und zusätzlich benötigter Energie für die Zylinderheizungen ergeben sich mitunter größere Differenzen. Die Ergebnisse in Abbildung 6-20 zeigen die mit größer werdender Drehzahl steigende Effizienz des Synchronantriebs. Da die gemessenen spezifischen Gesamtenergien in allen Betriebspunkten nahezu identisch sind, die gemessenen spezifischen Antriebsenergien hingegen mit steigender Schneckendrehzahl ansteigen, ist Folge der gesteigerten Wirkleistung und somit der gesteigerten Energieeffizienz des Synchronantriebs sowie des Frequenzumrichters.



**Abbildung 6-20** Vergleich theoretisch notwendiger und gemessener spezifischer Energien für ein *Lupolen 2420D (PE-LD)*



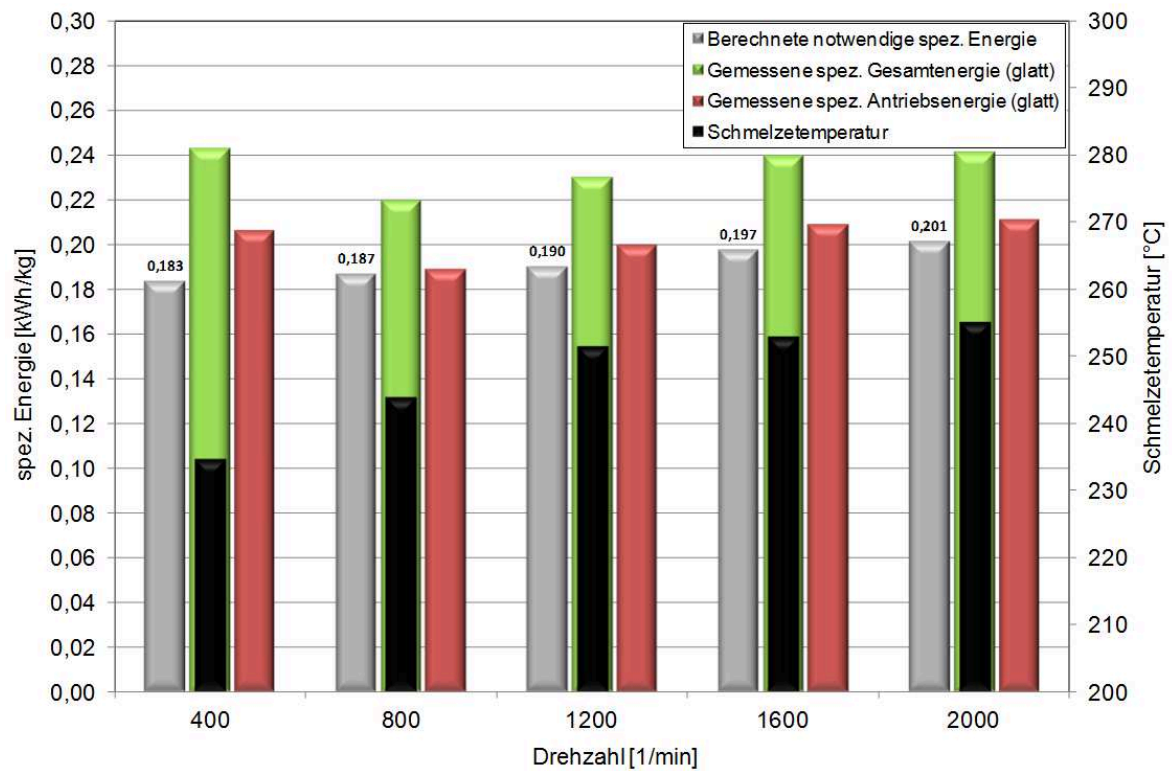


Abbildung 6-21 Vergleich theoretisch notwendiger und gemessener spezifischer Energien für ein Eltex TUB 121 N2025 (PE 100)

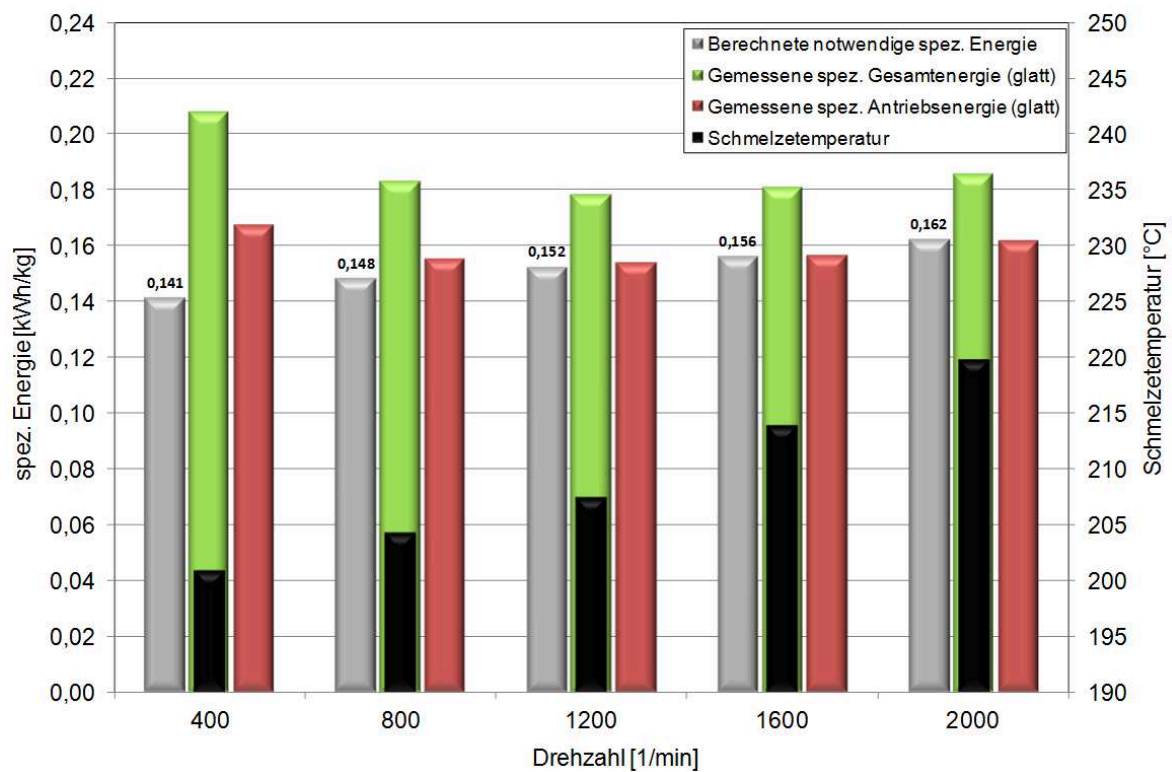


Abbildung 6-22 Vergleich theoretisch notwendiger und gemessener spezifischer Energien für ein HC 205 FF (PP-Homopolymer)

Die Auswertung der praktischen Untersuchungen hinsichtlich der benötigten spezifischen Energiemengen in Abbildung 6-20 bis Abbildung 6-22 belegt die hohe Energieeffizienz des High-Speed S-Truders. Neben dem Einsatz eines hocheffizienten Direktantriebs bilden die Beherrschung der Schmelzetemperaturen und der Verzicht auf eine aktive Kühlung die Grundlagen für die energieeffiziente Betriebsweise des High-Speed S-Truders.

## 6.5 Stoffliche und thermische Homogenitätsuntersuchungen

In der Abbildung 6-23 sind die Ergebnisse der thermischen und stofflichen Homogenitätsuntersuchungen für ein *PE-LD* vom Typ *Lupolen 2420D* bei einer Drehzahl von *200 1/min* und *1200 1/min* dargestellt. Grundsätzlich belegt die Auswertung eine enge Verknüpfung der thermischen und stofflichen Homogenität. Betrachtet man zunächst die Partikelverteilung innerhalb der Dünnschnitte, zeigen sich mit steigenden Schneckendrehzahlen vermehrt „weiße“ Bereiche, in denen keine Homogenisierung stattfindet. Während der überwiegende Anteil der Querschnitte eine von der Drehzahl nahezu unabhängig gute stoffliche Homogenität zeigt, steigt jedoch der Anteil nicht eingefärbter und somit nicht homogenisierter Bereiche an. Die Entstehung dieser „inhomogenen Inseln“ kann mit den thermografischen Aufnahmen erklärt werden. Diese zeigen mit steigender Schneckendrehzahl eine größere Anzahl an relativ kalten Messbereichen. Während die mittlere Temperatur bei *1200 1/min* in etwa bei *195 °C* liegt, bilden sich zahlreiche Bereiche (blau dargestellt) mit Temperaturen unterhalb von *160 °C*. Diese Entwicklung ist auch an der Verbreiterung der relativen Häufigkeitsverteilungen hin zu niedrigeren Temperaturen nachweisbar. Die stoffliche und thermische Inhomogenität dieser Bereiche ist ein Beleg für spät aufgeschmolzene Feststoffpartikel. An welcher Stelle der Feststoff die Plastifizierhülse passiert, kann nicht eindeutig geklärt werden. Wie in Kapitel 5.6.5 belegt wird, kann der Feststoff entweder den Sperrsteg am Ende des Plastifizierbereiches oder auch die letzten Bohrungsreihen passieren. In jedem Fall kann das tief geschnittene Schneckenelement diese Feststoffbereiche nur unzureichend bzw. spät auflösen. Ein weiterer Grund kann in dem bereits in Kapitel 5.6.5 diskutierten verspäteten Aufschmelzen der kristallinen Bereiche liegen. Die Größe und Form der inhomogenen Bereiche spricht jedoch für die erstere Annahme der spät aufgeschmolzenen Feststoffanteile. Solange diese den Plastifizierbereich verlassen, kann keine zufriedenstellende Homogenität durch den Siebkorbmischer gewährleistet werden.

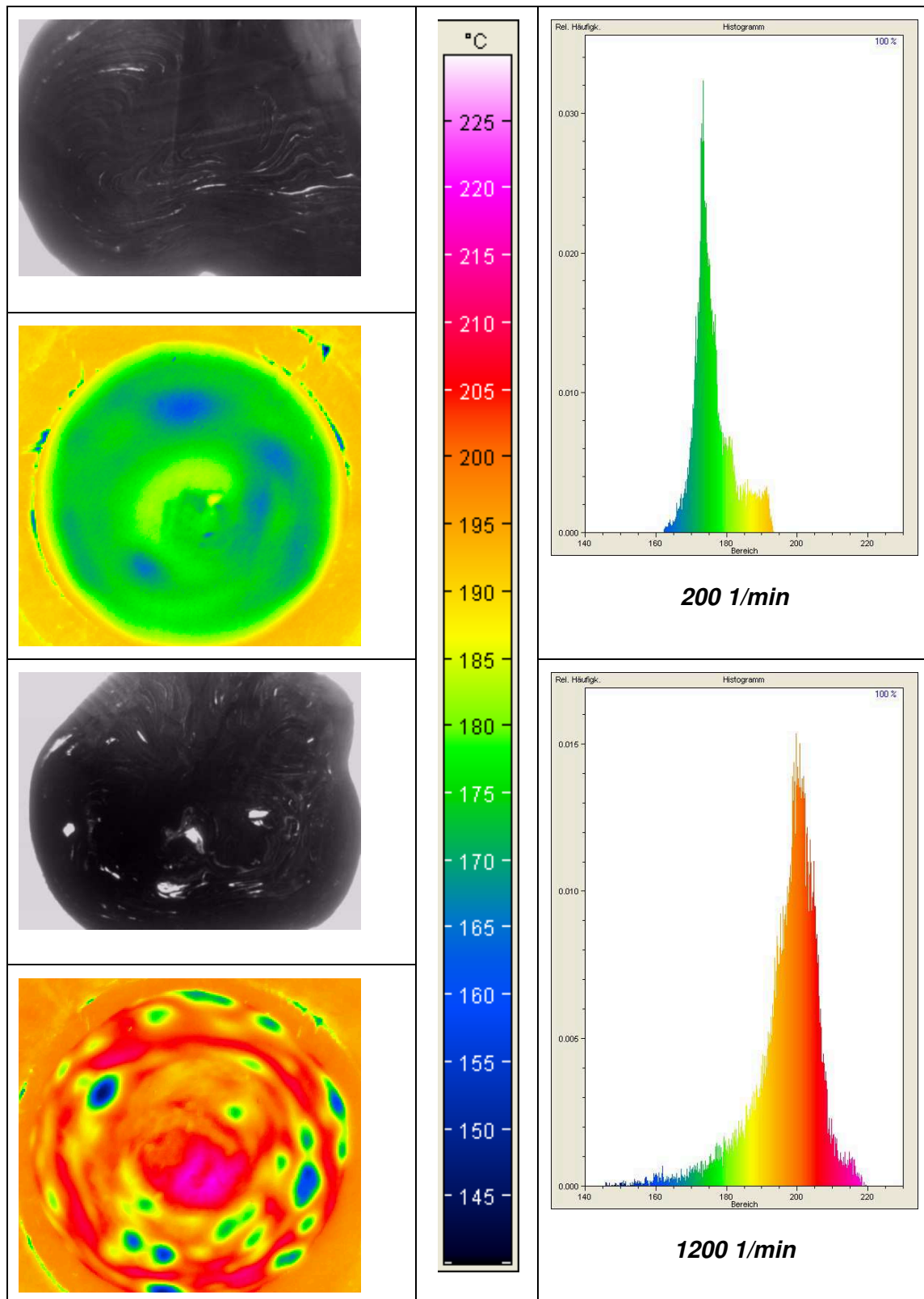


Abbildung 6-23 Stoffliche und thermische Schmelzehomogenität (Siebkorbmischer)

Um diese Bereiche innerhalb der letzten  $6 D$  zu homogenisieren, ist die Verwendung eines dynamischen Mischers notwendig. Wird dieser verfahrenstechnisch nur auf eine Resthomogenisierung mit kurzer Verfahrenslänge ausgelegt, kann der Anstieg der Schmelzetemperatur auch bei hohen Schneckendrehzahlen begrenzt werden.

Entgegen dieser Maßnahme erscheint es jedoch weitaus zielführender, die Ursache für das Passieren von Feststoffanteilen weiter zu untersuchen und dieses über eine Geometrieangepassung von Plastifizierhülse und Schnecke vollständig zu verhindern. Mögliche Maßnahmen dazu werden ebenfalls im Ausblick diskutiert.

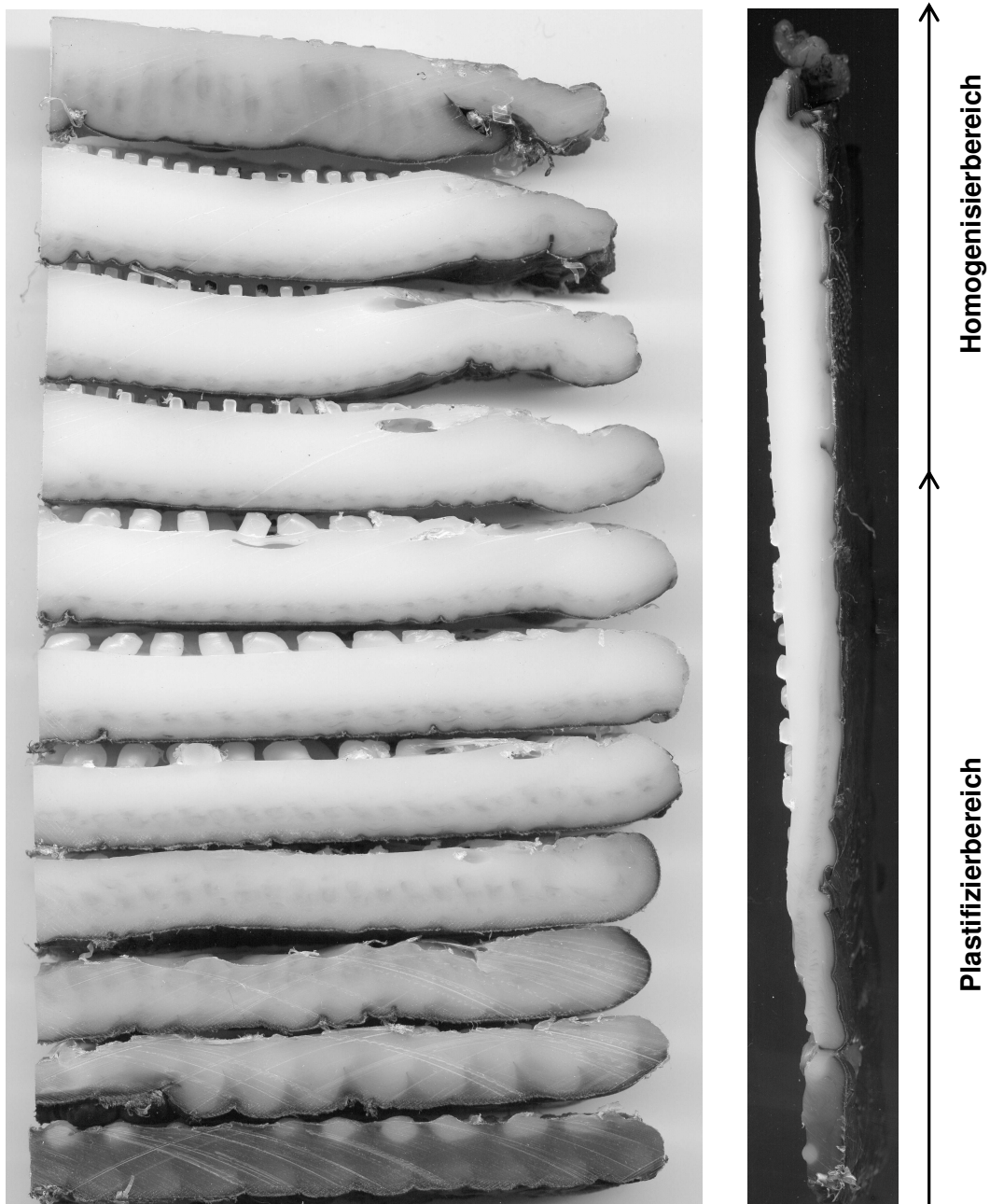
## 6.6 Verweilzeitanalyse der Schmelze im Ringspalt

Zur Beurteilung der Strömungsvorgänge im Ringspalt der Plastifizierhülse und des nachfolgenden Siebkorbmischers werden Farbwechselversuche durchgeführt. Diese werden unterbrochen und der äußere Zylinder demontiert, so dass Querschnitte von der erkalteten Schmelze im Ringspalt angefertigt werden können. Nachfolgend wird schwarz eingefärbtes *PE-LD* durch nicht eingefärbtes Material gespült bzw. verdrängt.

Die Querschnitte der Ringspaltsschmelze bestätigen dabei die Erkenntnisse der Strömungssimulationen aus Kapitel 5.6 und die Ergebnisse unter Verwendung des segmentierten Zylinders in Kapitel 5.6.5. Trotz gesteigerter Dissipationsleistung im High-Speed Extruder konzentriert sich die Schmelzeabfuhr in den Ringspalt erneut auf die in Extrusionsrichtung zweite Hälfte der Plastifizierhülse. Am Ende des Ringspaltes weist lediglich die Randschicht noch Anteile schwarzen Farbpigmentes auf. Diese Randschicht vergrößert sich gemäß den Strömungssimulationen zum Einlaufbereich. Dies geschieht durch die radiale Verdrängung der bereits im Ringspalt fließenden Schmelze durch nachströmende Schmelze aus den in Extrusionsrichtung nachfolgenden Bohrungsreihen in Wand nahe Bereiche.

Im ersten Querschnitt hat nahezu noch kein Verdrängungsprozess stattgefunden. Diese Tatsache belegt ebenfalls die Ergebnisse der Strömungssimulationen, wonach sich das erste Viertel der Plastifizierhülse durch den geringen Anteil an der gesamten Schmelzeabfuhr hinsichtlich des Materialwechsel- bzw. Spülverhaltens als kritisch erweist.

Da die Randschicht des Plastifizierbereichs im Siebkorbmischer wiederum erst im Auslaufbereich auf die Schnecke abgeführt wird, weist auch dieser Bereich ein verzögertes Spülverhalten auf. Zusätzlich erscheint, nach optischer Beurteilung während der Demontage des Zylinders, der Auslaufbereich des Siebkorbmischers hinsichtlich seiner Größe (hoher Druckverlust) als zu klein dimensioniert. Verbunden mit einem Druckaufbau der Schnecke, welcher im nachfolgenden Kapitel 6.7 belegt werden wird, scheint die Austrittsgeschwindigkeit in den letzten Bohrungsreihen sowie dem Leckspalt verhältnismäßig gering.



**Abbildung 6-24 Spülversuch von schwarz auf neutral ↑ Extrusionsrichtung**

Die langen Verweilzeiten im Einlaufbereich werden durch einen unterbrochenen Einfärbversuch bestätigt. Wie in Abbildung 6-25 dargestellt ist, wird die weiße erscheinende Randschicht im Einlaufbereich nur langsam durch die eingefärbte nachströmende Schmelze verdrängt. Durch Verringerung des Ringkanalquerschnitts im Einlaufbereich können die Schergeschwindigkeiten der Schmelze und die dabei entstehenden Schubspannungen erhöht werden. Letztere lassen ein verbessertes Materialwechselverhalten durch kurze mittlere Verweilzeiten erwarten.



**Abbildung 6-25 Einfärbversuch (← Extrusionsrichtung )**

Den höheren mittleren Verweilzeiten im Auslaufbereich des Siebkorbmischers kann verfahrenstechnisch und konstruktiv wenig entgegengesetzt werden. Durch den Druckaufbau der Schnecke im Siebkorbmischer wird die Strömungsgeschwindigkeit im Auslaufbereich des Ringspalt relativ betrachtet, stets geringer sein, wodurch längere mittlere Verweilzeiten in Kauf genommen werden müssen.

### **6.7 3D-FEM Analyse des Siebkorbmischers**

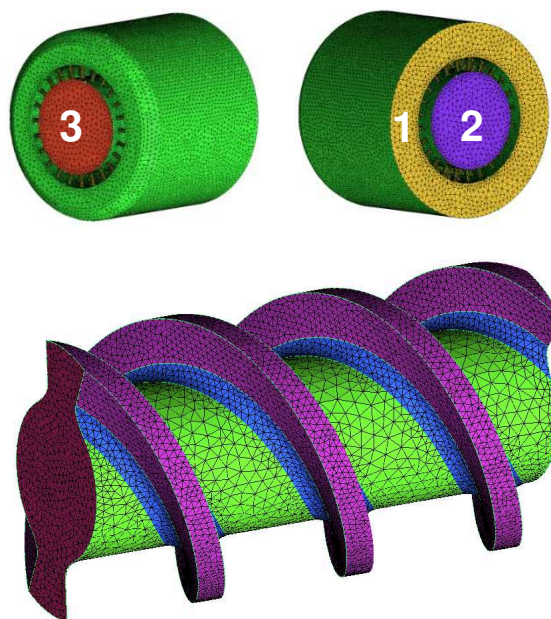
Neben den zuvor präsentierten Homogenitätsuntersuchungen sollen *3D-FEM* Simulationen Aufschluss über die Strömungsverhältnisse im *Siebkorbmischer* liefern. Es stellt sich insbesondere die Frage, ob es durch einen Druckaufbau der Schnecke zu einem Rücktransport von Schmelze durch die Bohrungen des *Siebkorbmischers* in den äußeren Ringspalt kommt. Des Weiteren ist zu prüfen, inwieweit die anteilige Durchströmung der Bohrungen von der theoretischen Annahme gleicher Strömungsgeschwindigkeiten abweicht.

Dazu wird der Betrieb des Mischkonzeptes unter Berücksichtigung der sich drehenden Schnecke mit dem auf der *Finite Elemente Methode (FEM)* basierenden *CFD-Programm Polyflow* der Fa. *Ansys Inc.* simuliert. Die Wahl von *Polyflow* als Strömungsberechnungswerkzeug bietet vor allem zwei wichtige Vorteile, die eine Anwendung auf eine Kunststoffschmelze als Fluid vereinfachen. Zum einen sind viele gängige Ansätze für die Beschreibung des Materialverhaltens bereits im Preprocessor implementiert, zum anderen kann auf die „*Mesh Superposition Technique (MST)*“ zurückgegriffen werden, so dass die Vernetzung der Geometrie erheblich vereinfacht werden kann. Mit Hilfe dieser Technik wird das Netz des bewegten Körpers in das Netz des Fluides projiziert. In der nachfolgenden Darstellung wird anhand einer zweidimensionalen Darstellung zweier Volumenkörper die Funktionsweise der *MST* verdeutlicht. Von diesen Volumenkörpern sei Körper 1 das berechnete Fluid und Körper 2





Die Simulation wird stationär durchgeführt, da das Modell vollständige  $360^\circ$  erfasst und somit jede Position der Schneckenstege zu den Bohrungen durch das Modell abgebildet wird. Aufgrund der hohen Anzahl an Elementen, die für eine qualitativ gute Vernetzung erforderlich ist, kann eine Abbildung des Gesamtsystems nicht erfolgen. Die Größe der Programmdatei nach der Vernetzung kann trotz einer leistungsstarken Workstation nicht von Polyflow stabil weiterverarbeitet werden. Aus diesem Grund wird der tatsächliche Siebkorbmischer auf ca.  $2/3$  seiner Länge reduziert. Diese Modellvereinfachung wirkt sich nach eigener Einschätzung nicht auf die qualitativen Strömungsverhältnisse der Simulation aus und erscheint somit zulässig. Die in Abbildung 6-27 dargestellten Flächen 1 (Ringspalt) und 2 (Schneckenkanal) bilden die Einlässe, die Fläche 3 hingegen den Auslass des Simulationsraumes.



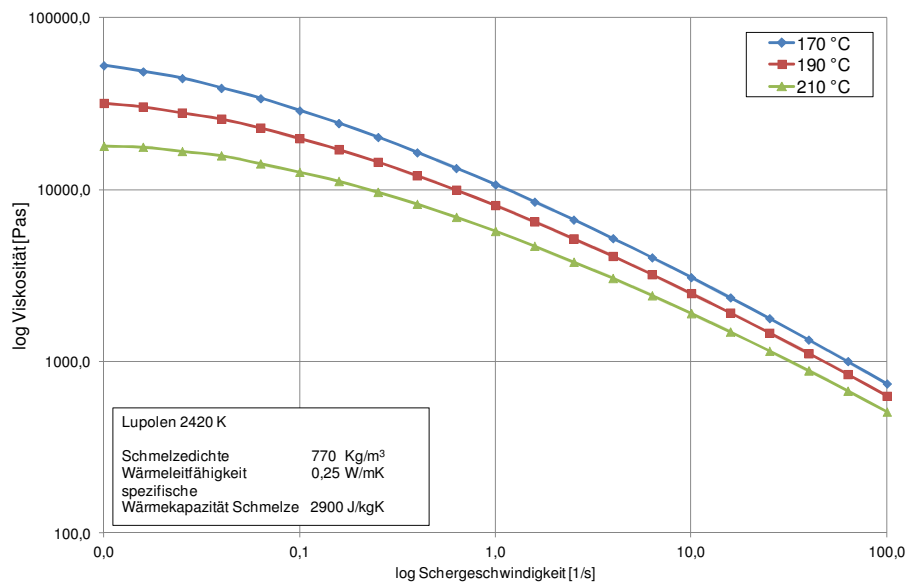
**Abbildung 6-27 Vernetzte Volumenelemente des Siebkorbmischers**

Alle weiteren Flächen werden als Wandflächen definiert. Da der Leckspalt am Ende des Siebkorbmischers auf Grund seiner kleinen Größe zu Problemen in der Vernetzung führt, bleibt er in den Simulationen unberücksichtigt und wird vollständig geschlossen.

Das Simulationsproblem wird in *Polyflow* als *nicht-newtonsches* Strömungsproblem behandelt und verläuft isotherm. Die Viskosität wird durch das "*Picard Iterative Scheme*" zusammen mit dem "*Modified Cross law*"-Ansatz zur Beschreibung der Scherabhängigkeit berücksichtigt.

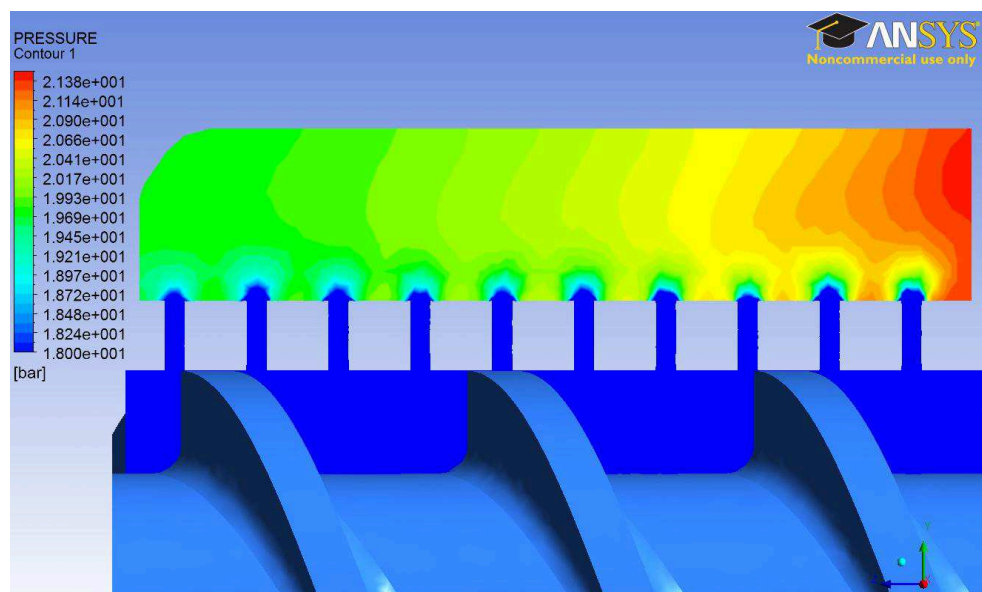
Für die Kunststoffschmelze werden die Stoffdaten des *Lupolen 2420 K* angenommen. Die gemessenen Viskositätsfunktionen nach Abbildung 6-28 werden dabei direkt in *Polyflow* eingelesen. Die weiteren Stoffdaten sind ebenfalls der nachfolgenden Abbildung zu entnehmen.





**Abbildung 6-28 Viskositätsmessung Lupolen 2420 K (PE-LD)**

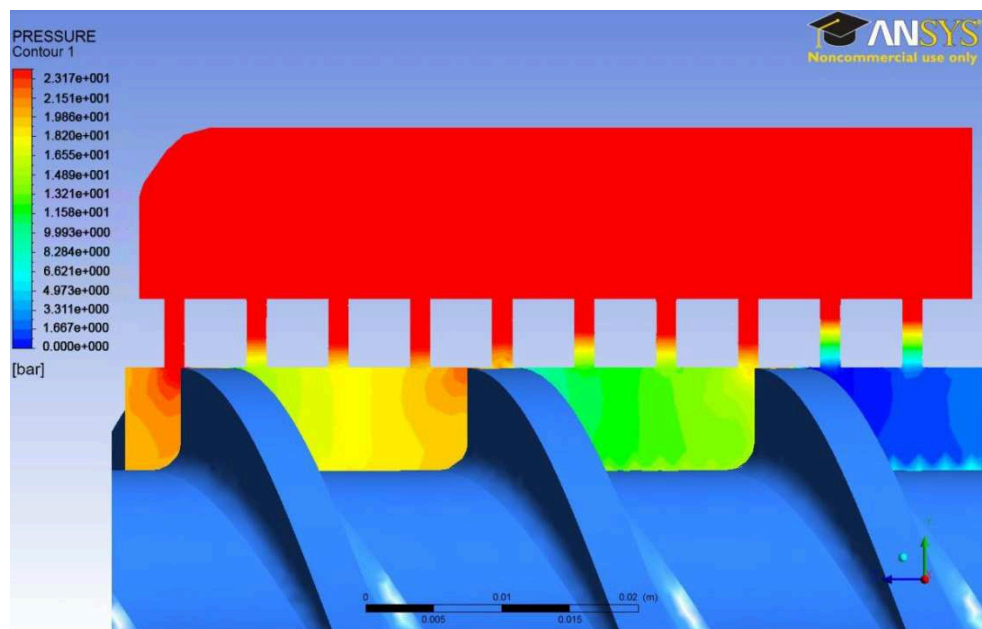
Zunächst wird das Druckniveau im äußeren Ringspalt betrachtet. Da das erste Drittel der Siebkorbmischerlänge unberücksichtigt bleibt, müssen anteilige Volumenströme für den Einlauf im Ringspalt und in der Schnecke vor Beginn der Berechnungen angenommen werden. Die Gefahr einer Rückströmung im Ringspalt und in den Bohrungen ist bei einem anteilig hohen Schmelzeanteil in der Schnecke am Größten. Zudem wird durch die konstant tiefe Schneckengeometrie und den Sperrsteg beim Übergang zum Plastifizierbereich ein verstärktes Einfließen im ersten vorderen Bereich des Mixers erwartet. Aus diesem Grund wird ein anteiliger Volumenstrom von  $2/3$  zu  $1/3$  im Verhältnis Schnecke zu Ringspalt angenommen. In Abbildung 6-29 sind die Simulationsergebnisse beispielhaft für eine Drehzahl von  $1000 \text{ 1/min}$  und einem spez. Durchsatz von  $0,2 \text{ kg/(h*1/min)}$  dargestellt.



**Abbildung 6-29 Druckverlauf im Ringspalt bei einer Schneckendrehzahl von  $1000 \text{ 1/min}$**

Wie den Ergebnissen zu entnehmen ist ergibt sich im gesamten Ringspalt ein zum Ende abnehmendes Druckprofil, welches wiederum die Bedenken einer Rückströmung widerlegt. Der nachfolgend für eine Drehzahl von  $1000\ 1/s$  dargestellte Druckverlauf im Schneckenkanal belegt diese Ergebnisse. Betrachtet man die Druckdifferenzen am Ein- und Auslauf der Bohrungen, zeigen diese für jede Bohrungsreihe einen höheren Druck im Ringspalt und somit einen Schmelzetransport auf die Schnecke.

Die Schnecke arbeitet in allen untersuchten Betriebspunkten nicht druckneutral und baut in dem oberhalb dargestellten Betriebspunkt einen Druck von etwa  $20\ bar$  auf. Dies ist insbesondere vor dem Hintergrund interessant, dass die Homogenisierung mit einem statischen oder dynamischen Mischer meist mit einem Druckverlust verbunden ist. Zwar ist der Siebkorbmischer ebenfalls ein Druckverbraucher, doch kann der gesamte Druckverlust durch einen gleichzeitigen Druckaufbau innerhalb seiner Verfahrenslänge verringert werden.



**Abbildung 6-30 Druckverlauf im Schneckenkanal ( $1000\ 1/min$ )**

Die nachfolgende Abbildung 6-31 zeigt die Y-Komponente der Strömungsgeschwindigkeit in den Bohrungen entlang der Schnecke. Ihre Größe hängt dabei von der Position der Schneckenstege ab. Da der Druck im Schneckenkanal vor der aktiven Flanke größer als an der passiven Flanke ist, ist die Austrittsgeschwindigkeit der Schmelze umgekehrt proportional kleiner. Somit variiert die Austrittsgeschwindigkeit an jeder Bohrung während einer Schneckenumdrehung zyklisch.

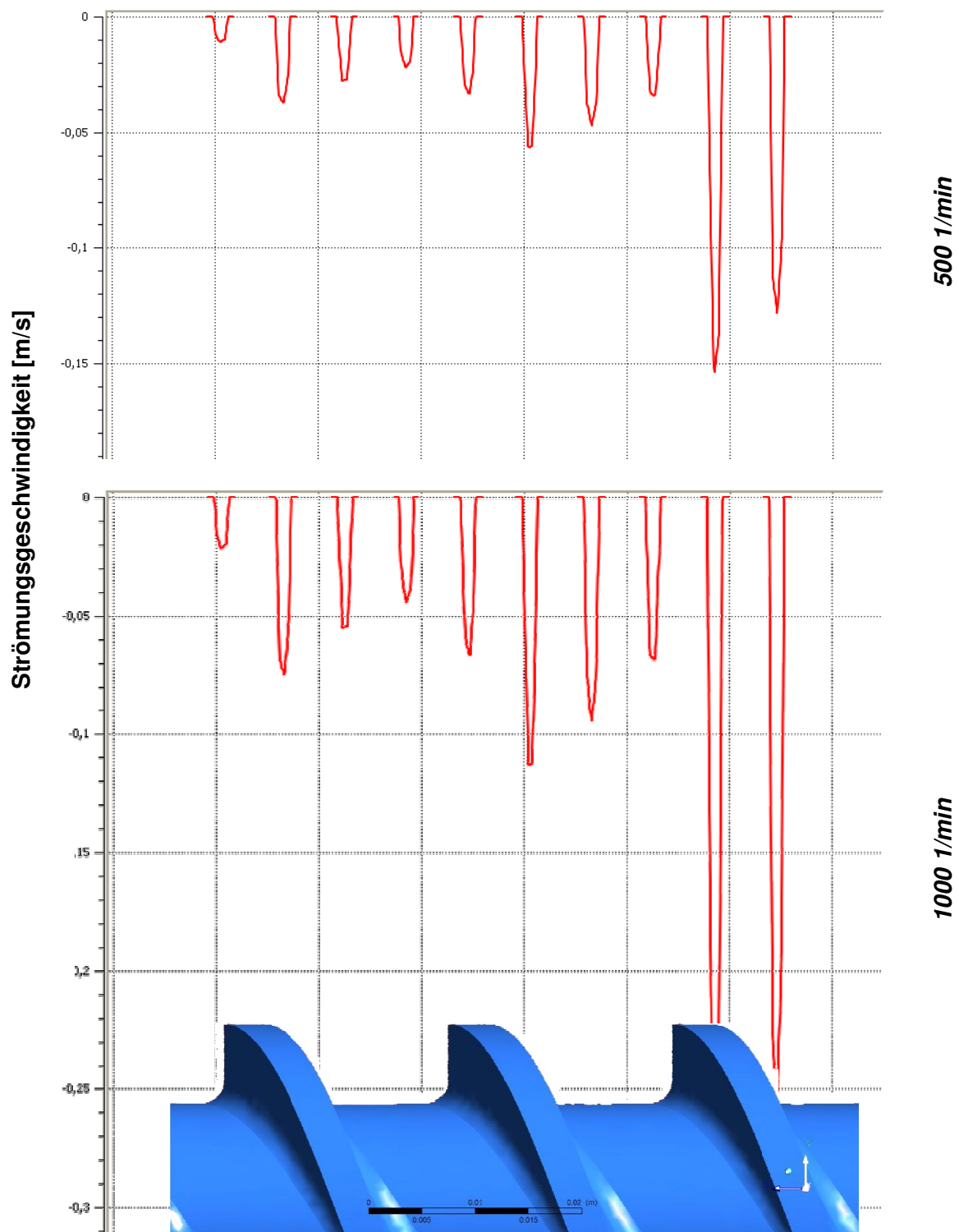


Abbildung 6-31 Strömungsgeschwindigkeiten in den Bohrungen (← Extrusionsrichtung)

Es zeigt sich zudem, dass durch den Druckaufbau der Schnecke die Volumenströme zum Auslaufbereich des Siebkorbmischers deutlich abnehmen. Diese Charakteristik bestätigt qualitativ die zuvor erläuterte Annahme über die Volumenstromanteile im Ringspalt und der Schnecke vor Beginn der Simulationen. Zudem belegen die Ergebnisse höhere mittlere Verweilzeiten der Schmelze im Auslaufbereich des Siebkorbmischers. Auch wenn der Leckspalt in der Simulation aufgrund seiner geringen Größe nicht berücksichtigt

wurde, belegen die abnehmenden Strömungsgeschwindigkeiten in den Bohrungen zum Ende des Mischers diese Problematik.

## 7. Fazit und Ausblick

Der Einsatz einer Feststoff/Schmelze-Trennung führt zu einer deutlichen Erhöhung der Plastifizierleistung bei einer gleichzeitigen Reduzierung der Verfahrenslänge. Insbesondere bei großen Schneckenumfangsgeschwindigkeiten  $> 1 \text{ m/s}$  (High-Speed) verhindert sie gleichzeitig eine Überschreitung der materialspezifisch zulässigen Schmelzetemperatur. Zur Gewährleistung der notwendigen stofflichen und thermischen Schmelzehomogenität in High-Speed Extrudern kurzer Bauart müssen neuartige Homogenisierkonzepte entworfen werden. Insbesondere dynamische Mischelemente sind hinsichtlich ihrer Dissipationsleistung und ihres Druckaufbauvermögens unter hohen Umfangsgeschwindigkeiten kritisch zu betrachten. Statisch arbeitende Mischkonzepte wie der *Siebkorbmischer* in Kombination mit der Feststoff/Schmelze-Trennung können grundsätzlich die Homogenität der Schmelze innerhalb kurzer Verfahrenslänge verbessern. Dazu muss jedoch der Transport von noch nicht aufgeschmolzenem Feststoff über den Sperrsteg der Schnecke verhindert werden. Dazu sollte die Gangtiefe der Schnecke zum Ende der Plastifizierhülse vollständig auslaufen (bisherige Restgangtiefe  $2 \text{ mm}$ ) und der Sperrsteg verbreitert werden. Inwieweit zusätzlich eine dynamische Homogenisierung erforderlich ist, muss abhängig vom Anwendungsfall gesondert betrachtet werden.

Das Einzugsverhalten der genuteten Einzugszone ist, wie zu erwarten war, vom Betriebspunkt abhängig und verschlechtert sich mit steigender Schneckendrehzahl der in diesem Abschnitt zweigängigen Schnecke deutlich. Der Einsatz einer eingängigen Schnecke wird aller Voraussicht nach das Niveau des spezifischen Durchsatzes erhöhen, wenn gleich der Abfall mit steigender Schneckendrehzahl ähnlich ausgeprägt sein wird.

Die praktischen Untersuchungen unter Verwendung einer glatten Einzugszone haben hinsichtlich des Feststoffförderverhaltens und des Druckaufbaus gezeigt, dass die derzeitige Länge von  $4D$  unzureichend ist. Durch eine Verlängerung werden ein verbesserter Druckaufbau und eine höhere Stabilität der Feststoffförderung erwartet. Gleichzeitig sollte durch eine Wärmetrennung der Einfüll- von der Einzugszone ein Anhaften von Material im Einfüllbereich verhindert und der Füllvorgang der Schnecke dadurch bei hohen Einzugszonentemperaturen verbessert werden. Ebenso ist eine Vergrößerung der Höhe des mit Granulat gefüllten Trichters unterhalb der Gravimetrie zu prüfen, um den Füllvorgang der Schnecke im Einfüllbereich durch höhere Drücke (Feststoffgewicht) zu verbessern.

Der Abfall des spezifischen Durchsatzes mit ansteigendem Gegendruck ist in den untersuchten Betriebspunkten und für die Auswahl an Materialien gering ausgeprägt. Dennoch kann der Betrieb in Kombination mit einer Schmelzepumpe zum Druckaufbau

insbesondere für Drücke  $> 250 \text{ bar}$  eine weitere Verbesserung der Leistungsfähigkeit des *High-Speed S-Truders* erzielen.

Die deutliche Überschreitung der Zylindertemperaturen in der Übergangszone des *High-Speed S-Truders* kann trotz sehr kurzer Verweilzeiten des Materials zu Schädigung der makromolekularen Struktur führen. Da nachgewiesen werden kann, dass der Druckaufbau auch innerhalb der Plastifizierhülse stattfindet, sollte die Plastifizierhülse bis zur Einzugszone verlängert werden. Dadurch kann die Schmelze früher von der Schnecke abgeführt werden, wodurch die hohen Dissipationsraten beim Anschmelzen in der derzeit eingesetzten Übergangszone vermindert werden können.

Der Einlaufbereich der Plastifizierhülse sollte hinsichtlich einer Optimierung, sprich Verkürzung der mittleren Verweilzeiten optimiert werden. Dazu kann z. B. der Querschnitt des Ringkanals an den beobachteten Aufschmelzverlauf innerhalb der Plastifizierhülse angepasst werden. Eine Verringerung des Querschnitts insbesondere in der ersten Hälfte der Plastifizierhülse muss die Schergeschwindigkeiten und Schubspannungen erhöhen, ohne eine jedoch gleichzeitig eine deutliche Erhöhung der Dissipationsleistungen zu bewirken.

Die kurze Verweilzeit des Materials in schnelldrehenden kurzen Verfahrenseinheiten führt zu einem hochdynamischen Aufschmelzprozess. Das Aufschmelzverhalten von thermoplastischen Kunststoffen unter großen Temperaturgradienten ist heute noch weitgehend unbekannt. So geben die vorgestellten Arbeiten Hinweise darauf, dass sich der Aufschmelzprozess zeitlich verzögert und zu deutlich höheren Temperaturen oberhalb der eigentlichen Aufschmelztemperatur verschiebt. In dieser Hinsicht können High-Speed DSC-Untersuchungen mit Aufheizgeschwindigkeiten  $> 750 \text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$  durchgeführt werden, um das Grundlagenverständnis zu hochdynamischen Aufschmelzprozessen zu verbessern.

Zur analytischen Beschreibung des Aufschmelzverhaltens sind Aufschmelzmodelle unter Berücksichtigung der kontinuierlichen Schmelzeabfuhr in der Lage, die Plastifizierleistung bei kontinuierlicher Schmelzeabfuhr für kleine Relativgeschwindigkeiten des Feststoffbettes zu beschreiben. Die Anwendung für Schneckendrehzahlen im High-Speed Bereich führt zu nicht plausiblen Ergebnissen. Weitere Untersuchungen sind deshalb notwendig, die Aufschlüsse über die sich ausbildende Schmelzefilmkontur liefern. Dazu eignen sich piezoresistive Drucksensoren, die hochdynamische Drucksignale mit Frequenzen bis zu  $100 \text{ kHz}$  erfassen können. Messungen innerhalb der Plastifizierhülse können Aufschlüsse über die Anteile von Feststoff und Schmelze im Schneckenkanal auch bei Drehzahlen bis zu  $2000 \text{ 1/min}$  liefern. Die Verhinderung der Schmelzewirbelbildung kann ebenfalls nachgewiesen werden. Neben der Erfassung des Druckes ist die Messung der Schmelzefilmtemperatur notwendig, um diese bei der

analytischen Modellbildung nicht durch gemittelte Temperaturen annehmen zu müssen. Daneben erweisen sich auch heute noch Schneckenauszugsversuche geeignet, um Informationen über die Schmelzefilm- und Schmelzewirbelbildung zu erhalten.

Die Abbildung der Phasenumwandlung innerhalb einer *FEM/FVM*-Simulationssoftware ist nach heutigem Stand der Technik für die Verarbeitung thermoplastischer Kunststoffe noch nicht möglich. Die grundsätzlich verschiedenen Materialeigenschaften von Feststoff und Schmelze können jedoch z. B. über Sprungfunktionen der Viskosität unter gleichzeitiger Berücksichtigung einer sich drehenden Schnecke abgebildet werden. Simulationen zum Aufschmelzvorgang innerhalb der Plastifizierhülse können Aufschlüsse über die sich ausbildende Schmelzefilmdicke und –kontur liefern.

Hinsichtlich der praktischen Anwendung von kompakten High-Speed Extrudern sind weitere praktische Versuchsreihen mit einer erweiterten Materialauswahl notwendig. Neben den bereits untersuchten Materialien sind insbesondere amorphe Thermoplaste wie ein Polycarbonat oder ein Polystyrol unter hohen Schneckendrehzahlen zu untersuchen. Daneben muss das Wissen über Materialabbaumechanismen unter hohen Schergeschwindigkeiten und Temperaturgradienten erweitert werden, um Vorbehalte gegen den Einsatz hoher Schneckengeschwindigkeiten material- und anwendungsspezifisch zu widerlegen, gegebenenfalls auch bestätigen zu können.

Die Energieeffizienzanalyse belegt, dass die im Konzept High-Speed S-Truder umgesetzten Maßnahmen zur Steigerung der Energieeffizienz beitragen. Die positiven Ergebnisse zum Energieverbrauch sind durch die Untersuchung weiterer Materialien zu bestätigen. Zur vollständigen Analyse ist die Temperierung der Einzugszone mit in die Messung zu integrieren. Über eine Messung des Volumenstroms und der Temperaturdifferenz zwischen dem Kühlmedium im Zu- und Ablauf der Einzugszone können die zu- bzw. abgeführten Energiemengen bestimmt werden.

## 8. Zusammenfassung / Summary

Die innerhalb der vorliegenden Dissertation durchgeführten Arbeiten befassen sich mit der theoretischen und praktischen Untersuchung alternativer Plastifizierteknik zur Leistungs- und Effizienzsteigerung in der Einschneckenextrusion.

Eine kontinuierliche Steigerung der Schneckendrehzahlen sowie der spezifischen Durchsätze führte in den vergangenen 20 Jahren zu einer deutlichen Erhöhung der Plastifizierleistung von Einschneckenextrudern. Zur Beherrschung der Schmelzetemperaturen schnell laufender Extruder und der Gewährleistung des vollständigen Aufschmelzens bei gesteigerten spezifischen Durchsätzen haben sich die Verfahrenslängen dieser jedoch gleichzeitig deutlich erhöht.

Im Hinblick auf diese Entwicklung besitzen alternative Plastifiziertekniken das Potenzial, die Steigerung der Plastifizierleistung bei gleichzeitig deutlich geringeren Verfahrenslängen in kompakten, schnell drehenden und effizienten Verfahrenseinheiten zu erreichen.

Aus diesem Grund befasst sich diese Arbeit im Schwerpunkt mit der Entwicklung und Erprobung einer Feststoff/Schmelze-Trennung innerhalb der Plastifizierzone zur Steigerung der Aufschmelzrate innerhalb kurzer Verfahrenslänge. Die Abführung der Schmelze aus dem Schneckenkanal unmittelbar nach ihrer Entstehung in einen äußeren Ringspalt bietet dabei zwei grundsätzliche verfahrenstechnische Vorteile. Zum einen wird die Schmelzetemperatur insbesondere bei hohen Drehzahlen nicht durch die überproportional steigende Dissipation auf der Schnecke weiter erhöht. Zum anderen wird nach jetziger Erkenntnis die Vergrößerung der Schmelzefilmdicke im Schneckenkanal und die Entstehung eines Schmelzewirbels verhindert. Die Folge sind sehr hohe Schergeschwindigkeiten und Dissipationsleistungen im sehr dünnen Schmelzefilm, welche die Plastifizierleistung innerhalb der betrachteten Verfahrenslänge im Vergleich zu allen bekannten Plastifiziertekniken und Extruderbauarten im Bereich der Einschneckenextrusion deutlich erhöht.

Innerhalb des Extrusionskonzeptes *KoAx-S-Truder* (50 mm / 20 D) wird die Feststoff-/Schmelze Trennung in Kombination mit einer separat angetriebenen zweiten Schnecke zur Feststoffförderung hinsichtlich ihres Leistungsvermögens untersucht. Der Einsatz einer von der Plastifizierschnecke unabhängigen Schnecke zur Feststoffförderung ermöglicht den verfahrensbedingten Abfall des spezifischen Durchsatzes mit steigenden Schneckendrehzahlen zu verringern. Innerhalb einer Verfahrenslänge der Feststoff/Schmelze-Trennung von 350 mm können mit Schneckendrehzahlen von 300 1/min Plastifizierleistungen bis zu 270 kg/h für verschiedene Materialien erreicht



werden, ohne die Grenzen materialspezifisch kritischer Schmelzetemperaturen zu überschreiten.

Da sich die Homogenisierleistung durch Abführung der Schmelze von der Schnecke und gleichzeitiger Verkürzung der Verfahrenseinheit im Allgemeinen verschlechtert, wird die stoffliche und thermische Homogenität mit Dünnschnitten eingefärbter Extrudate und erstmals unter Zuhilfenahme eines Thermografiekamerasystems untersucht. Das dynamisch arbeitende Wendelschermischteil erzeugt gute stoffliche und thermische Homogenitäten während es gleichzeitig hohe Druckverluste und einen deutlichen Anstieg der Schmelzetemperatur verursacht. Eine Anwendung oberhalb des untersuchten Drehzahlbereichs in High-Speed Anwendungen ist aus diesem Grund ausgeschlossen. Das statisch arbeitende Mischelement verursacht einen nur geringen Anstieg der Schmelzetemperatur bei aber gleichzeitig unzufrieden stellender stofflicher Homogenität. Es wird belegt, dass sich der Einsatz einer Thermografiekamera dazu eignet, die thermische Homogenität der Schmelze mit hoher Auflösung und Genauigkeit während des Extrusionsprozesses zu erfassen und zu bewerten. Rückschlüsse auf die stoffliche Homogenität sind hingegen nur eingeschränkt möglich. Die Identifizierung von spät aufgeschmolzenen Feststoffanteilen, die wiederum eine schlechte stoffliche und thermische Homogenität nach sich ziehen, ist möglich.

Die Übertragung dieser Ergebnisse auf den High-Speed Bereich ( $>1 \text{ m/s}$ ) erfolgt in einem direkt angetriebenen alternativen Plastifizierkonzept *High-Speed S-Truder (35 mm / 20 D)*. Mit genutetem Einzugsbereich ist mit steigenden Schneckendrehzahlen ein deutlicher Abfall des spezifischen Durchsatzes zu beobachten, welcher wiederum zu überhöhten Schmelzetemperaturen führt. Mit maximalen Schneckendrehzahlen von  $1000 \text{ 1/min}$  ist der Betrieb im High-Speed Bereich jedoch möglich. Der Druckaufbau findet trotz der kurzen Verfahrenslänge überwiegend über der Schneckenlänge statt.

Die Verwendung einer glatten Einzugszone ermöglicht die Aufrechterhaltung des spezifischen Durchsatzes, wodurch die maximale Schneckendrehzahl auf bis zu  $2000 \text{ 1/min}$  (Umfangsgeschwindigkeit  $3,6 \text{ m/s}$ ) erhöht werden kann. Innerhalb einer Verfahrenslänge von  $245 \text{ mm}$  sind Durchsätze bis zu  $350 \text{ kg/h}$  (*PE-LD, PP-Homopolymer*) und  $275 \text{ kg}$  (*PE-LLD, PE100*) bei maximalen Schneckendrehzahlen von  $2000 \text{ 1/min}$  möglich, ohne die materialspezifischen Grenzen der Schmelzetemperaturen zu überschreiten.

Die praktische Untersuchung eines neuartigen, statisch arbeitenden Mischkonzeptes (*Siebkorbmischer*) und die Ergebnisse von 3D-FEM Simulationen unter Berücksichtigung der Schneckenrotation belegen grundsätzlich die Funktionsweise einer dissipationsarmen Homogenisierung. Das Überschreiten von nicht aufgeschmolzenen Feststoffanteilen über die Grenzen der Feststoff/Schmelze-Trennung hinaus, schränkt die Ergebnisse

hinsichtlich der qualitativen Schmelzehomogenität derzeit jedoch noch ein. Zur Sicherstellung der hohen Anforderungen an die thermische und stoffliche Schmelzehomogenität ist der Einsatz dynamisch arbeitender Mischelemente zur Resthomogenisierung notwendig. In dieser Hinsicht sind neuartige dynamische Mischkonzepte notwendig, die im High-Speed Bereich ein Gleichgewicht zwischen den Kriterien Homogenität, Druckverlust und Dissipationsleistung herstellen.

Die Ergebnisse von FVM-Simulationen und praktischen Versuchen zur Schmelzeabfuhr entlang der Plastifizierhülse belegen ein inhomogenes Aufschmelzverhalten. Insbesondere fehlende Erkenntnisse über die sich ausbildende Schmelzefilmkontur und –dicke ermöglicht eine analytische Beschreibung des Aufschmelzverlaufs innerhalb der Plastifizierhülse derzeit nicht.

Die Ergebnisse einer Energieeffizienzanalyse durch in die Steuerung integrierte Leistungsmesstechnik zeigen niedrige spezifische Energieverbräuche auch bei hohen Schneckendrehzahlen und belegen das Potenzial des *High-Speed S-Truders* im Vergleich zu konventionellen Einschneckenextrudern.

Die Ergebnisse vielfältiger Arbeiten belegen, dass direkt angetriebene, kompakte und schnell drehende Einschneckenextruder in Durchsatzbereiche größerer Baureihen vordringen können. Die Steigerung der Energieeffizienz von Einschneckenextrudern ist durch eine deutliche Verkürzung der Verfahrenslänge in Kombination mit moderner Antriebstechnik (Direktantrieb) möglich. Die Einhaltung der Schmelzetemperaturgrenzen durch den Einsatz alternativer Plastifizierertechnik erlaubt zusätzlich den Verzicht auf eine aktive Kühlung des isolierten Zylinders mit Ausnahme des Einzugsbereichs.

## Summary

The content of this dissertation deals with theoretical and practical analytics of alternative plastification concepts to increase plasticating capacity and efficiency within single screw extrusion. A continuous increase of screw speeds and specific throughputs caused a significant increase of plasticating capacity within the past 20 years. To control maximum melt temperatures in High-Speed Extruders and to assure a complete melting under high specific throughputs the process lengths increased at the same time.

With regard to this aspect, alternative plasticating concepts offer the potential to increase plasticating capacity within significantly shortened process lengths in compact, high-speed and efficient processing units.

For this reason this work is focused on the development und proving of a solid/melt separation within the plasticating zone to increase the plasticating capacity within

shortened process length. The removal of melt from the screw directly after transition into an outer annular channel has two significant procedural advantages. First of all the melt temperature especially for high screw speeds is not increased further more to the disproportionate increase of dissipation within the screw. In addition based on present knowledge the increase of melt film thickness in screw channel and the formation of a melt pool can be prohibited. High shear rates and dissipation capacities within the fine melt film lead to higher plasticating capacities compared to all known plasticating concepts and extruder designs.

In combination with a separately driven feeding screw the solid melt separation is under examination for maximum plasticating capacities within the extrusions concept *KoAx-S-Truder (50 mm / 20 D)*. By the use of an independent working feeding screw the decrease of specific throughput, which forces an increase of melt temperature at the same time, under high screw speed can be prohibited in a wide manner. Within a process length of *350 mm* different types of materials are plasticated with maximum throughputs of *270 kg/h* and screw speeds up to *300 rpm*. The maximum melt temperatures can be kept material specific in recommended range.

Due to the removal of melt out of the screw and the short process length the homogenization performing is reduced. In this respect the material and thermal homogeneity is investigated by cross sections of the colored melt string and first-time by a thermal imaging camera. The homogeneity of the dynamic working mixer is excellent but the pressure loss and increase of melt temperature is large at the same time. Therefore a use of this mixer for high speed extrusion applications is not possible. The static working mixer shows poor material homogeneity and a mean increase in melt temperature. By the use of a thermal imaging camera the thermal homogeneity can be measured and analyzed in high definition and accuracy during the plasticating process. Conclusions on material homogeneity are limited at the same time. The identification of material which is melted late is possible due to its poor material and thermal homogeneity.

The transfer of this research results to higher screw speeds ( $>1 \text{ m/s}$ ) is done by developing a new direct driven extrusion concept *High-Speed S-Truder (35 mm / 20 D)*. Using a grooved feeding section a clear decrease of specific throughput is noticed, followed by a significant increase of melt temperature. A use for high speed applications with maximum screw speeds is possible after all. Despite of the short process length the pressure build up along screw is dominant to the feeding section. Using of a smooth feeding section the maintenance of the specific throughput can be ensured. Therefore the limit of maximum screw speed can be increased to  $3,6 \text{ m/s}$ . Within a process length of *245 mm* throughputs of *350 kg/h (PE-LD, PP-Homopolymer)* and *275 kg (PE-LLD, PE100)* are possible without exceeding the material specific maximum melt temperatures.

Practical tests and 3D-FEM simulations under consideration of a rotating screw prove the operating behavior of a new statically working mixing element (Siebkorbmischer). However the use of this mixing concept is limited by the mean proportion of solid material which is actually passing the solid/melt separation. To ensure the high demand on material and thermal melt homogeneity the use of a dynamic working mixing element is necessary. In this matter new types of dynamic mixers for High-Speed applications have to be developed, which makes a balance between homogeneity, pressure loss and dissipation capacity possible.

The results of FEM simulations and practical tests concerning the removal of melt out of screw along the solid/melt separation shows an inhomogeneous melting behavior. In particular the weak knowledge of the forming melting film contour and thickness makes an analytical description of the melting process not possible.

The results of an energy efficiency analysis by integrated power measurement equipment show low specific power consumption and document the potential of the *High-Speed S-Truder* compared to standard single screw extruders.

The results of manifold research activities document that direct driven, compact and high speed single screw extruder can penetrate throughput levels of higher class extruder. By reducing the process length and the use of state of the art drive technology (direct drive) the efficiency of single screw extruders can be increased. Keeping the melt temperatures on certain low levels using alternative plasticating concepts, the need of active cooling of the insulated barrels is not necessary with exception of the feeding section.

## 9. Literaturverzeichnis

- [AE88] Amellal, K  
Elbirli, B. Performance Study of Barrier Screws in the Transition Zone, Polymer Engineering and Science, Vol. 28 (5) 1988, S. 311-320
- [Ba98] Barr, R. New Concept Maximizes Melting, Polymers Laminations and Coatings Conference, Bd. 1, S. 469, 1998
- [Ba99] Barr, R. Extruder screw with internal bore for melt transport, Patent EP1057612A1, Anmeldetag: 24.06.1999
- [BH10] Bastian, M.  
Heidemeyer, P. Bewertung von Antriebskonzepten für Extrusionsmaschinen aus ökonomischer und ökologischer Sicht, Abschlussbericht IGF-Vorhaben 15368N des Forschungskoratoriums Maschinenbau (FKM) e.V. des VDMA, 2010
- [BS65] Barlow, P. D.  
Sims, G. Screw conveying apparatus, Patent US3204289, Veröffentlichungsdatum: 07.09.1965
- [BS+09] Bastian, M  
Stübs, O.  
Gehring, A. Energie endlos sparen, Kunststoffe 10 (2009), S. 160-167
- [CC83] Chung, K. H.  
Chung, C. I. Analytical Melting Model for Extrusion: Stress of Fully Compacted Solid Polymers, Polymer Engineering and Science, Vol. 23 (4) 1983, S. 191-196
- [Co08] Conzen, C. Numerische und experimentelle Untersuchungen zu Transportvorgängen in Schneckenmaschinen, Dissertation, Universität Kassel, 2008
- [EE+05] Eyerer, P  
Elsner, P.  
Hirth, T. Kunststoffe und ihre Eigenschaften, 6. neu bearbeitete und erweiterte Auflage, ISBN 3-540-21410-0, Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2005
- [Fa06] Fabry, G. Praxiserfahrung mit Schnellläufern zur Herstellung von Polystyrol-Folien, VDI-Fachtagung „Der Einschnckenextruder von Morgen“, S. 133-141, Baden-Baden, 2006
- [Fe06] Feige, S. Hochgeschwindigkeitsextrusion – Erfahrungsberichte aus dem Hause Reifenhäuser, VDI-Fachtagung „Der Einschnckenextruder von Morgen“, S. 107-113, Baden-Baden, 2006
- [Gr01] Grünschloß, E. Einschncken-Extruder, Patent-Offenlegungsschrift DE19928870 A1, Veröffentlichungsdatum 04.01.2001
- [Gr79] Grünschloß, E. Solid Conveying in Single Screw Extruders with Helical Grooves in the Barrel, SPE ANTEC, S.160-165, New Orleans, 1979
- [He89] Hensen, J. Handbuch der Kunststoff-Extrusionstechnik, I Grundlagen, Carl Hanser Verlag, München, ISBN 9783446143394, 1989
- [IM81] Ingen Housz, J.F.  
Meijer, H.E.H. The Melting Performance of Single Screw Extruders, Polymer Engineering and Science, Vol. 21 (6) 1981, S. 352-359
- [Im04] Imhoff, A. Dreidimensionale Beschreibung der Vorgänge in einem Einschnckenplastifizierextruder, Dissertation, RWTH Aachen, 2004
- [JY+09] Jia, M.  
Yu, J.  
Guo, Z. Modeling of Melt Conveying in a Novel Screw-Nested Extruder, International Polymer Processing 24, Carl Hanser Verlag, S. 199-205, 2009
- [Ka04] Kaczmarek, D. Feststoffförderung und alternative Plastifizierung bei der Extrusion, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2004
- [KC89] Kuo, S. H.  
Chung, C. I. Analytical Melting Model for Polymer Pellets, Polymer Engineering and Science, Vol. 29 (7) 1989, S. 448-455
- [KK83] Klein, R.  
Klein, I. Plasticating extruder screw conveyors, Patent US4387994, Anmeldetag: 14.06.1983

- [KI87] Klein, I. Multiple stage plasticating extruders, Patent US4637790, Anmeldetag: 20.01.1987
- [Ko72] Kovacs, L. Extruder providing radial and axial melt removal, Patent US3689182, Anmeldetag: 05.09.1972
- [Ko87] Koch, M. Berechnung und Auslegung von Nutbuchsenextrudern, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1987
- [KT75] Klein, I.  
Tadmor, Z. Apparatus for preparing a plasticated material, Patent US3924842, Anmeldetag: 09.12.1975
- [La03] Langecker, G. R. Experimentelle und theoretische Untersuchung des Aufschmelzvorgangs in Einschneckenextrudern, Kurzbericht zum 30-jährigen Bestehen des Instituts für Kunststoffverarbeitung, S. C1-C5, Leoben, 2003
- [Le10] Lemke, P. Energieeffiziente Antriebstechnik für die Extrusion, SKZ Fachtagung Kosten reduzieren durch Energieeffizienz in der Kunststofftechnik, Würzburg, 2010
- [Li76] Lindt, J.T. A dynamic melting model for a single-screw extruder, Polymer Engineering and Science 16 (4), S. 284-291, 1976
- [Li85] Lindt, J.T. Mathematical Modeling of Melting of Polymers in Single-Screw Extruder – A Critical Review, Polymer Engineering and Science, Volume 25 (10), S.585-589, 1985
- [Ma59] Maddock, A. A Visual Analysis of Flow and Mixing in Extruder Screws, SPE-Journal 15, S. 383-389, 1959
- [MC83] McClelland, D. E.  
Chung, C. I. Shear Stress at Polymer/Metal Interface During Melting in Extrusion, Polymer Engineering and Science, Vol. 23 (2) 1983, S. 100-104
- [Mi03] Miethlinger, J. Modellierung der Feststoffförderzone von Nutbuchsenextrudern, Kunststoffe 93, S. 49-53, 2003
- [Mi05] Michels, R. Verbesserung der Verarbeitungsbandbreite und der Leistungsfähigkeit von Einschneckenextrudern, Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2005
- [Mi06] Michaeli, W. Einführung in die Kunststoffverarbeitung, 5. Auflage, Carl Hanser Verlag, ISBN 9783446424883, München, 2006
- [Min06] Mink de, P. High Speed Extrusion von Polypropylen, VDI-Fachtagung „Der Einschneckenextruder von Morgen“, S. 141-153, Baden-Baden, 2006
- [Mo05] Mount, E.M. A Review of Melting Mechanism in Single Screw Extrusion, SPE ANTEC, S. 304-310, Boston, 2005
- [Mo07] Mount, E. M. Evaluation of The Melting Capacity of Three Single Screws, SPE ANTEC, S. 400-404, Cincinnati, 2007
- [MW+82] Mount, E. M.  
Watson, J. G.  
Chung, C. I. Analytical Melting Model for Extrusion: Melting Rate of Fully Compacted Polymers, Polymer Engineering and Science, Vol. 22 (12) 1982, S. 729-735
- [No60] Novak, V. Schneckenpresse für die Verarbeitung von bei Wärme plastischen Kunststoffen, Patent DE1092184, Anmeldetag 24.1.1960
- [NO+04] Noriega M. P.  
Osswald, T. A.  
Ferrier, N. In Line Measurement of The Polymer Melting Behavior In Single Screw Extruders, SPE ANTEC, S. 154-161, Chicago, 2004
- [Pe81] Peiffer, H. Zum Förderproblem in der genuteten Einzugszone von Einschneckenextrudern, Dissertation, RWTH Aachen, 1981
- [PE+05] Potente, H.  
Ernst, W.  
Schlottmann, R.  
Reckert, F. Kostengünstiges Konzept zum Aufschmelzen von Thermoplasten, Kunststoffe 2, Carl Hanser Verlag, S.36-39, 2005
- [PH+78] Pearson, J.R.A.  
Halmos, A.H.  
Trottnow, R. Melting in single screw extruders, Polymer, Vol. 19 (1978), S.1199-1216

- [PH+10] Pape, J.  
Hörmann, H.  
Weddige, R. Neue Schneckenkonzepte zur Leistungssteigerung, VDI Fachtagung „Hochleistungsextrusion und Betriebskostenoptimierung“, S. 125-142, Bonn, 2010
- [PK86] Potente, H.;  
Koch, M. Grauwertanalyse von Farbstoffzugaben, Plastverarbeiter 37, S. 56-60, 1986
- [PK09] Potente, H.  
Kleineheismann, S.  
Sigge, K. Theoretische und praktische Betrachtung der Feststoffförderung und des Aufschmelzens von Kunststoffen bei einem Einschneckenextruder besonders kurzer Bauart, Zeitschrift Kunststofftechnik/Journal of Plastics Technology 6 (2009), S. 300-337, Carl Hanser Verlag
- [Po92] Potente, H. Rechnergestützte Extruderauslegung, Kunststofftechnisches Seminar, Universität-GH Paderborn, 1992
- [Po03] Pohl, T Entwicklung schnelldrehender Einschneckensysteme für die Kunststoffverarbeitung auf Basis theoretischer Grundlagenuntersuchungen, Dissertation, Universität GH Paderborn, 2003
- [PP02] Potente, H.  
Pohl, T Polymer Pellet Flow out of the Hopper into the First Section of a Single Screw, International Polymer Processing 17, S. 11-21, 2002
- [PP06] Pohl, T.  
Potente, H. Materialabbau während der Verarbeitung auf Einschneckenmaschinen, Zeitschrift Kunststofftechnik/Journal of Plastics Technology 2 (2010), S. 1-14, Carl Hanser Verlag
- [Pr79] Predöhl, W. Technologie extrudierter Kunststofffolien, VDI-Verlag, ISBN 9783184004330, Düsseldorf, 1979
- [PS74] Pearson, J.R.A.  
Shapiro, J A dynamic model for melting in plasticating extruders, Imperial College Polymer Engineering Group, Report 5, 1974
- [PS+76] Pearson, J.R.A.  
Shapiro, J  
Halmos, A.H. Melting in single screw extruders, Polymer, Vol. 17 1976, S. 905-918
- [PS91] Potente, H.  
Stenzel H. Theoretical Principles governing the Design of Barrier Sections in Extruders, International Polymer Processing 6, S. 126-135, 1991
- [Ra86] Rauwendaal, C. Extruder Screws with Barrier Sections, Polymer Engineering and Science, Vol. 26 (18) 1986, S. 1245-1253
- [Ra01] Rauwendaal, C. Polymer Extrusion, 4th Edition, Carl Hanser Verlag, ISBN 9783446217744, München, 2001
- [Ra08] Rahal, H Alternative Methoden zur Feststoffförderung und Plastifizierung in der Extrusionstechnik, , Dissertation, Universität Duisburg-Essen, 2007
- [Ro06] Roth, M. Entwicklungsstand der Hochgeschwindigkeitsextrusion – erfolgreiche Anwendungen, VDI Fachtagung „Der Einschneckenextruder von Morgen“, S. 115-132, Baden-Baden, 2006
- [Ro08] Roth, M. Aktueller Stand der schnelldrehenden Einschneckenextruder, Vortrag auf der 6. Duisburger Extrusionstagung, Duisburg, 2009
- [RP82] Rautenbach, R.  
Peiffer, H. Durchsatz- und Drehmomentverhalten genuteter Einzugszonen von Einschneckenextrudern, Kunststoffe 72, S. 262-266, Carl Hanser Verlag, München, 1982
- [RP03] Ruawendaal, C.  
Ponzielli, G. Temperature Development in Screw Extruders, Firmenschrift REE, Inc. and RCT s.r.l., 2003
- [Sc73] Schippers, H. Screw extruder with internal static mixing assembly, Patent US3746318, Anmeldetag: 17.07.1973
- [Sc92] Schulte, H. Grundlagen zur verfahrenstechnischen Auslegung von Spritzgießmaschinen, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1992
- [Sc94] Schöppner, V. Simulation der Plastifiziereinheit von Einschneckenextrudern, Dissertation, Universität-GH Paderborn, 1994
- [Sc01] Schöppner, V. Verfahrenstechnische Auslegung von Extrusionsanlagen, Fortschritt Berichte VDI, Reihe 3, ISBN 9783183715039, Düsseldorf, 2001

- [Sc04] Schmidt, A. Gut gemischt, Kunststoffe 2, S. 44-46, Carl Hanser Verlag, München, 2004
- [Sc08] Schneider, F. Mit Energie haushalten – auch am Extruder, VDI Fachtagung Extrusionstechnik, Bonn, 2008
- [Sc10] Schöne, L. Wärmeschutz in der Kunststoffverarbeitung, Kosten reduzieren durch Energieeffizienz in der Kunststofftechnik, SKZ Fachtagung, Würzburg, 2010
- [Si89] Sironi, G. Screw type extruder with flow chambers externally and internally of screw, Patent US4859068, Anmeldetag: 22.08.1989
- [SL78] Sundtrom, D. W. Lo, J. R. Softening Rates for Polystyrene Under Shear Conditions, Polymer Engineering and Science, Vol. 18 (5) 1978, S. 422-426
- [SS05] Stieglitz, H. Schneider, F. Verfahrenskonzept 36D eröffnet neue Potenziale, Kunststoffe 12, S. 94-98, Carl Hanser Verlag, München, 2005
- [St61] Street, L. F. Plastifying Extrusion, International Plastics Engineering Vol. 1 (1961), S. 289-296
- [St92] Stenzel, H. Grundlagen zur verfahrenstechnischen Auslegung von Barrierschnecken in Glattrohr- und Nutbuchsensextrudern, Dissertation Universität-GH Paderborn, 1992
- [SY72] Sundtrom, D. W. Young, C. C. Melting rates of Crystalline Polymers Under Shear Conditions, Polymer Engineering and Science, Vol. 12 (1) 1972, S. 59-63
- [Sz09] Szöke, L. Evaluation von Simulationsergebnissen bezüglich des Strömungsverhaltens in der Meteringzone einer Einschneckenextrusionsanlage bei Drehzahlen bis in den High-Speed-Bereich, unveröffentlichte Diplomarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2009
- [Ta66] Tadmor, Z. Fundamentals of Plasticating Extrusion: A Theoretical Model for Melting, Polymer Engineering and Science Vol. 6 1966, S. 185-190
- [TA91] Tadmor, Z. Agassant, J.F. Polymer Processing: Principles and Modeling, S.173 ff, Carl Hanser Verlag, ISBN 3446145842, München, 1991
- [TD+67] Tadmor, Z. Duvdevani, I. J. Klein, I. Melting in Plasticating Extruders – Theory and Experiments, Polymer Engineering and Science Vol. 7 (1967), S. 198-217
- [TG06] Tadmor, Z. Gogos, C. G. Principles of Polymer Processing, Second Edition, S. 202-216, John Wiley & Sons, Inc., ISBN 978047138770, New Jersey, 2006
- [VG+70] Vermeulen, J. R. Gerson, M. Beek, W. J. The melting of a bed of polymer granules on a hot moving surface, Chemical Engineering Science Vol. 26 1971, S. 1445-1455
- [WB10] Wortberg, J. Bussmann, M. Ein alternatives Plastifizierkonzept unter Verwendung von Erdgas, Zeitschrift Kunststofftechnik/Journal of Plastics Technology 6 (2010), S. 93-111, Carl Hanser Verlag, München
- [WG+07] Wortberg, J. Gorczyca, P. Rahal, H. Trends und neue Konzepte für Einschneckenextruder, Extrusionstechnik 2007-Profil Rohre, Folien, Platten, VDI-Fachtagung, S.185-202, Düsseldorf, 2007
- [WK02] Wortberg, J. Knödler, W. Getriebemotor, Patent EP1319866, Anmeldetag: 12.12.2002
- [WK03] Wortberg, J. Kaczmarek, D. A new high speed extruder with melt separation, SPE ANTEC, Nashville, 2003
- [WM94] Wang, C. Manas-Zlocower, I. 3-D Flow Simulations of Cavity Transfer Mixer, International Polymer Processing 9 (1), S. 46-50, 1994
- [WP02] White, J. Potente, H. Screw Extrusion, Carl Hanser Verlag, ISBN 3446196242 München, 2002
- [WR67] Wienand, M. Ristau, A. Extruder, Patent US3314108, Anmeldetag 18.04.1967



- [WR06] Wortberg, J. Innovative Ideen für den Extruderbau, VDI Fachtagung „Der  
Rahal, H. Einschneckenextruder von Morgen“, S. 229-244, Baden-Baden, 2006
- [WS+10] Wortberg, J. Im Zusammenhang betrachtet, Plastverarbeiter 01, S. 26-28, 2010  
Saul, K.  
Kruppa, S.

#### Im Rahmen dieser Arbeit entstandene Veröffentlichungen

- [WG09] Wortberg, J. Increasing plasticating capacity of single screw extruders by using a melt  
Großmann, M. permeable cylinder, PPS 25, Goa (Indien), 1.-5. März 2009
- [WG09a] Wortberg, J. KoAx-S-Truder – A new flexible and high efficient plasticating concept,  
Großmann, M. 67th SPE Annual Technical Conference, Chicago (USA), 22.-24. Juni 2009
- [WG10] Wortberg, J. Neuentwicklungen in der Extrudertechnologie, VDI-Seminar: Der  
Großmann, M. Einschneckenextruder – Grundlagen und Praxis, Düsseldorf, 2010
- [WG10a] Wortberg, J. KoAx-S-Truder – ein neues Extruderkonzept mit Koaxialschnecken und  
Großmann, M. Schmelzetrennung, WAK-Zeitschrift Kunststofftechnik/Journal of Plastics Technology, Ausgabe 01/2010
- [WG10b] Wortberg, J. Energieeffizienz – Verluste vermeiden und neue Technologien nutzen,  
Großmann, M. VDI-Jahrestagung Extrusionstechnik, Bonn 16.-17. Juni 2010

#### Im Rahmen dieser Arbeit betreute Studien- und Bachelorarbeiten

- Szöke, L. Inbetriebnahme und Untersuchung des Betriebsverhaltens eines  
prototypischen koaxialen Zwei-Schnecken-Extruders mit  
Feststoff/Schmelze-Trennung, unveröffentlichte Studienarbeit,  
Universität Duisburg-Essen, 2008
- Morschel, M. CFD-Analyse zur Bestimmung der Strömungsvorgänge innerhalb einer  
Plastifizierhülse nach der Feststoff/Schmelze-Trennung, unveröffent-  
lichte Studienarbeit, Universität Duisburg-Essen, 2010
- Gillessen, I. Effizienzsteigerung in der Extrusion – Potenziale alternative Plastifizier-  
konzepte, unveröffentlichte Bachelorarbeit, Universität Duisburg-Essen,  
2011

## **10. Curriculum Vitae**

Der Lebenslauf ist in der Online-Version aus Gründen des Datenschutzes nicht enthalten.